



*Opções de Mitigação de Emissões  
de Gases de Efeito Estufa em  
Setores-Chave do Brasil*



# **OPÇÕES TRANSVERSAIS PARA MITIGAÇÃO DE EMISSÕES DE GASES DE EFEITO ESTUFA**

## **CAPTURA, TRANSPORTE E ARMAZENAMENTO DE CARBONO**



MINISTÉRIO DA  
**CIÊNCIA, TECNOLOGIA,  
INOVAÇÕES E COMUNICAÇÕES**



RÉGIS RATHMANN  
(ORGANIZADOR)

***OPÇÕES TRANSVERSAIS PARA  
MITIGAÇÃO DE EMISSÕES  
DE GASES DE EFEITO ESTUFA  
CAPTURA, TRANSPORTE E  
ARMAZENAMENTO DE CARBONO***

Brasília  
Ministério da Ciência, Tecnologia, Inovações e Comunicações  
ONU Meio Ambiente  
2017

---

O61 Opções transversais para mitigação de emissões de gases de efeito estufa: captura, transporte e armazenamento de carbono / organizador Régis Rathmann.  
Brasília: Ministério da Ciência, Tecnologia, Inovações e Comunicações, ONU Meio Ambiente, 2017

318 p.: il. – (Opções de mitigação de emissões de gases de efeito estufa em setores-chave do Brasil)

ISBN: 978-85-88063-36-5

1. Mudanças Climáticas. 2. Emissão de gases. 3. Efeito estufa. 4. Políticas públicas – Emissão de gases. I. Rathmann, Régis. II. Ministério da Ciência, Tecnologia, Inovações e Comunicações. III. ONU Meio Ambiente. IV. Série.

CDU 551.583

---

Ficha catalográfica elaborada por: Lorena Nelza F. Silva – CRB-1/2474

Ministério da Ciência, Tecnologia, Inovações e  
Comunicações

Esplanada dos Ministérios, Bloco E  
CEP: 70.067-900 – Brasília – DF  
Tel.: +55 (61) 2033-7500  
[www.mcti.gov.br](http://www.mcti.gov.br)

ONU Meio Ambiente – Programa das Nações Unidas  
para o Meio Ambiente

Casa da ONU – Complexo Sérgio Vieira de Mello  
Setor de Embaixadas Norte, Quadra 802, Conjunto C,  
Lote 17  
CEP 70800-400 – Brasília/DF  
Tel.: +55 (61) 3038-9233  
[web.unep.org/regions/brazil](http://web.unep.org/regions/brazil)

## **República Federativa do Brasil**

### **Presidente da República**

*Michel Temer*

### **Ministro de Estado da Ciência, Tecnologia, Inovações e Comunicações**

*Gilberto Kassab*

### **Secretário Executivo**

*Elton Santa Fé Zacarias*

### **Secretário de Políticas e Programas de Pesquisa e Desenvolvimento**

*Jailson Bittencourt de Andrade*

### **Diretor do Departamento de Políticas e Programas de Ciências**

*Sávio Túlio Oselieri Raeder*

### **Coordenador-Geral do Clima**

*Márcio Rojas da Cruz*

## **Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente - ONU Meio Ambiente**

### **Diretor Executivo da ONU Meio Ambiente**

*Erik Solheim*

### **Diretor Regional da ONU Meio Ambiente para América Latina e Caribe**

*Leo Heileman*

### **Representante da ONU Meio Ambiente no Brasil**

*Denise Hamú*

## **EQUIPE TÉCNICA DO MCTIC**

### **Coordenador-Geral do Clima**

*Márcio Rojas da Cruz*

### **Diretor Nacional do Projeto Opções de Mitigação de Emissões de Gases de Efeito Estufa em Setores-Chave do Brasil**

*Ricardo Vieira Araujo*

### **Coordenador do Projeto Opções de Mitigação de Emissões de Gases de Efeito Estufa em Setores-Chave do Brasil**

*Antônio Marcos Mendonça*

### **Coordenador Técnico do Projeto Opções de Mitigação de Emissões de Gases de Efeito Estufa em Setores-Chave do Brasil**

*Régis Rathmann*

## **EQUIPE TÉCNICA**

*Andréa Nascimento de Araújo*

*Lidiane Rocha de Oliveira Melo*

*Marcela Cristina Rosas Aboim Raposo*

*Moema Vieira Gomes Corrêa (Diretora Nacional do Projeto até outubro de 2016)*

*Rodrigo Henrique Macedo Braga*

*Sonia Regina Mudrovitsch de Bittencourt*

*Susanna Erica Busch*

## **EQUIPE ADMINISTRATIVA**

*Ana Carolina Pinheiro da Silva*

*Andréa Roberta dos Santos Campos*

*Maria do Socorro da Silva Lima*

*Ricardo Morão Alves da Costa*

## **EQUIPE TÉCNICA DA ONU MEIO AMBIENTE**

*Francine Costa Vaurof*

*Patricia Taboada*

*Guilherme Sattamini*

*Maria Claudia Cambraia*

## **AUTORES E COLABORADORES**

*Alexandre Szklo (Coordenador)*

*André Lucena*

*Bettina Susanne Hoffmann*

*Camila Chaves Oliveira*

*Isabella Costa*

*Mariana Império*

*Paulo Roberto Merschmann*

*Pedro Rochedo*

*Roberto Schaeffer*

## **Revisão**

*Anna Cristina de Araújo Rodrigues*

## **Projeto Gráfico**

*Capitular Design Editorial*

## **Editoração e diagramação**

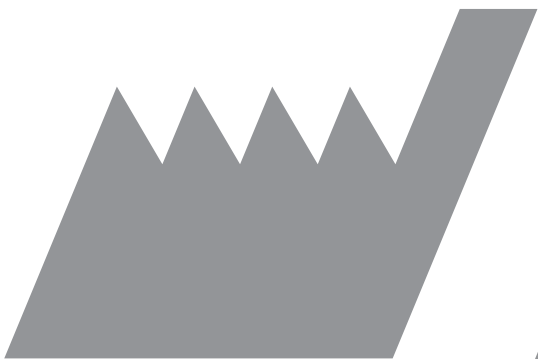
*Phábrica de Produções:*

*Alecsander Coelho, Daniela Bissiguini,*

*Ércio Ribeiro, Icaro Bockmann, Marcel Casagrande,*

*Marcelo Macedo, Paulo Ciola, Kauê Rodrigues*

*e Rodrigo Alves*



# Sumário



---

INTRODUÇÃO .....	33
<b>1 ASPECTOS CONCEITUAIS DE CCS.....</b>	<b>37</b>
1.1 CAPTURA DE CARBONO .....	39
1.1.1 Rotas de captura de carbono.....	39
1.1.2 Tecnologias de captura de carbono.....	41
1.2 TRANSPORTE DE CO <sub>2</sub> .....	71
1.2.1 Carbodutos .....	72
1.2.2 Transporte por rodovias (caminhões) .....	76
1.2.3 Transporte marítimo .....	76
1.3 ARMAZENAMENTO GEOLÓGICO DE CO <sub>2</sub> .....	78
1.3.1 Capacidade de armazenamento de CO <sub>2</sub> .....	82
1.3.2 Medição, monitoramento e verificação do sequestro de carbono direto .....	85
<b>2 CCS NA PRODUÇÃO DE ÓLEO E GÁS NATURAL.....</b>	<b>89</b>
2.1 DESCRIÇÃO DE UMA PLATAFORMA DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO E GÁS NATURAL (FPSO).....	92
2.2 CAPTURA DE CO <sub>2</sub> EM PLATAFORMAS DE PRODUÇÃO DE ÓLEO E GÁS NATURAL NOS CAMPOS DO PRÉ-SAL.....	96
2.2.1 Dimensionamento da membrana e captura de CO <sub>2</sub> .....	101
2.2.1.1 Metodologia .....	101
2.2.1.2 Resultados .....	104
2.2.1.3 Discussão dos resultados.....	110
2.3 CUSTOS DA CAPTURA EM PLATAFORMAS .....	110

---

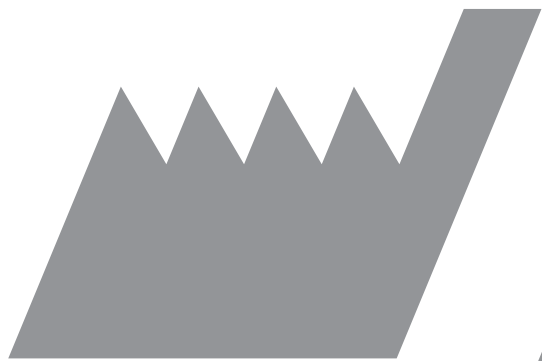
3	CCS NO REFINO DE PETRÓLEO .....	115
3.1	FONTES DE EMISSÃO .....	115
3.2	CRAQUEAMENTO CATALÍTICO FLUIDO .....	119
3.3	UNIDADE DE GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO .....	120
3.3.1	Captura de carbono simples.....	121
3.3.2	Captura com sequestro químico .....	125
4	CCS NA PRODUÇÃO DE ETANOL NO CENTRO-SUL BRASILEIRO.....	135
4.1	FONTES DE EMISSÃO .....	135
4.2	A ROTA DE CAPTURA PARA O CASO ESPECÍFICO DA DESTILARIA DE ETANOL.....	140
4.3	ESTIMATIVA DO POTENCIAL TÉCNICO DOS USOS QUÍMICOS DE CO <sub>2</sub> DE DESTILARIAS DO CENTRO-SUL .....	141
4.4	ESTIMATIVAS DOS CUSTOS DO USO DE CO <sub>2</sub> DE DESTILARIAS PARA EOR NA BACIA DE CAMPOS .....	148
5	CCS NO SETOR ELÉTRICO .....	161
5.1	O USO DE COMBUSTÍVEIS FÓSSEIS NA MATRIZ ELÉTRICA BRASILEIRA .....	163
5.2	CCS EM UTE A GÁS NATURAL.....	165
5.2.1	Opções técnicas para a captura de carbono.....	165
5.2.2	Potencial de aplicação.....	166
5.2.3	Custo de abatimento.....	168
5.3	CCS EM UTE A CARVÃO .....	174
5.3.1	Opções técnicas para a captura de carbono.....	174
5.3.2	Descrição técnica das rotas avaliadas .....	177
5.3.2.1	Sistemas CFB e PCC com captura pós-combustão .....	177
5.3.2.2	Sistemas IGCC com captura pré-combustão .....	182
5.3.2.3	Comparação do desempenho das plantas modeladas .....	189
5.3.3	Potencial de aplicação .....	191
5.3.3.1	Potencial do carvão nacional .....	191
5.3.3.2	Potencial do carvão importado .....	192
5.3.3.3	O potencial de aplicação de UTE com CCS no Brasil .....	194
5.3.4	Custo e potencial de abatimento.....	196

<b>6</b>	<b>CCS EM SETORES INDUSTRIAIS.....</b>	<b>201</b>
6.1	CAPTURA DE CARBONO NO SETOR DE CIMENTO .....	201
6.1.1	Rota de captura de carbono na pré-combustão .....	202
6.1.2	Rota de captura na pós-combustão .....	202
6.1.2.1	Absorção química.....	203
6.1.2.2	Absorção física.....	205
6.1.2.3	Adsorção.....	205
6.1.2.4	Membranas.....	205
6.1.2.5	Destilação criogênica .....	208
6.1.3	Rota de captura na oxidação .....	208
6.1.3.1	Destilação criogênica .....	210
6.1.4	Looping químico .....	210
6.1.5	Custos.....	212
6.1.6	Potencial da aplicação de rota de pós-combustão nas fábricas de cimento existentes .....	213
6.1.7	Criticidade da água.....	221
6.2	CAPTURA DE CARBONO NO SETOR DE SIDERURGIA .....	223
6.2.1	Alto-forno convencional .....	225
6.2.2	<i>Top gas recycling blast furnace</i> (TGRBF) .....	230
6.2.3	<i>Smelting reduction</i> .....	232
6.2.4	<i>Direct reduced iron</i> (DRI) .....	234
6.2.5	Processo HIsarna .....	235
6.2.6	Custos da captura na siderurgia .....	235
6.2.7	Potencial da aplicação da captura de carbono para o setor siderúrgico brasileiro .....	236
6.3	CAPTURA DE CARBONO NA PRODUÇÃO DE AMÔNIA.....	249
6.3.1	Custos da captura na produção de amônia .....	250
6.3.2	Potencial da aplicação da captura de carbono para as plantas de amônia existentes .....	252
6.3.3	Potencial da aplicação da captura de carbono para as plantas de amônia futuras .....	257



7	QUESTÕES REGULATÓRIAS ASSOCIADAS AO TRANSPORTE DE CARBONO POR CARBODUTOS .....	259
7.1	REVISÃO DAS REGULACOES DE CCGS EXISTENTES NO MUNDO.....	263
7.1.1	Proposta de regulacao da Comunidade Europeia.....	266
7.1.2	Regulacao de CCGS no Reino Unido.....	267
7.1.3	Proposta de regulacao dos Estados Unidos.....	268
7.1.4	Proposta de regulacao da Austrália .....	272
7.1.5	CCGS em outros países .....	273
7.2	PROPOSTA DE ESTRUTURA REGULATORIA PARA CCGS NO BRASIL: AGENTES E SUAS RESPONSABILIDADES E AS ETAPAS DE UM PROJETO.....	275
7.2.1	Agentes e suas respectivas responsabilidades.....	276
7.2.2	Etapas da estrutura regulatória para CCGS no Brasil.....	279
7.2.3	Aplicação dos fundamentos de regulacao à estrutura de projeto de CCGS proposta para o Brasil.....	285
7.3	PROPOSICAO DE INSTRUMENTOS DE POLITICA PÚBLICA PARA ADOCAO DO CCS NO BRASIL.....	286
7.3.1	Discussão .....	288
	CONSIDERACOES FINAIS .....	291
	REFERENCIAS.....	295





Listas de tabelas,  
figuras, quadro e siglas  
e abreviaturas

---

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Comparação entre a Energia de Regeneração e o Mínimo Teórico.....	42
Tabela 2 – Comparação do Consumo Elétrico de uma ASU Convencional com o Trabalho Mínimo Teórico.....	63
Tabela 3 – Estimativas da Captura por CLC .....	68
Tabela 4 – Parâmetros Relevantes no Cálculo do Potencial de Armazenamento de CO <sub>2</sub> em uma Bacia Sedimentar.....	80
Tabela 5 – Parâmetros do Sistema de Echt e Meister (2009) .....	100
Tabela 6 – Volumes de Produção e Reinjeção para o Gás com Teor de 10% mol de CO <sub>2</sub> .....	102
Tabela 7 – Volumes de Produção e Reinjeção para o Gás com Teor de 45% mol de CO <sub>2</sub> .....	102
Tabela 8 – Estimativa de Plataformas.....	103
Tabela 9 – Detalhamento da Estimativa de Plataformas para o Pré-sal .....	104
Tabela 10 – Potência Estimada para os Compressores a Serem Utilizados na Captura por Membranas em MW .....	105
Tabela 11 – Consumo/Penalidade Energética das Membranas (Compressores) em GWh .....	105
Tabela 12 – Quantidade Reinjetada de CO <sub>2</sub> .....	106
Tabela 13 – Custos de Investimento para o Sistema de Membranas .....	109
Tabela 14 – Custo de Captura Médio.....	110

Tabela 15 – Custo de Captura Médio com Receita Líquida.....	111
Tabela 16 – Fontes de Emissão em uma Refinaria Hipotética .....	114
Tabela 17 – Consumo de Combustível por Configuração do Noroeste Europeu .....	115
Tabela 18 – Resumo de Fontes e Concentração de CO <sub>2</sub> .....	116
Tabela 19 – Casos de Captura em UGH por Absorção Química .....	121
Tabela 20 – Casos de Captura em UGH por Absorção Física .....	122
Tabela 21 – Resumo dos Casos e Estimativa de Custos para CCU em UGH .....	125
Tabela 22 – Preços Médios de Mercado Considerados .....	126
Tabela 23 – Custo Equivalente de Produção de Metanol Considerando Venda do Hidrogênio por 5,0 US\$/kgH <sub>2</sub> .....	126
Tabela 24 – Resultados do Custo de Abatimento, Receitas e Compra Adicional de Hidrogênio.....	128
Tabela 25 – Fator de Emissão e Preço Máximo do Hidrogênio Adicional .....	130
Tabela 26 – Capacidade Diária Média da Produção de Etanol das Plantas Brasileiras .....	136
Tabela 27 – Emissões Diárias de CO <sub>2</sub> da Fermentação do Açúcar em Etanol....	137
Tabela 28 – Quantidades de CO <sub>2</sub> Que Poderiam Ser Consumidas por Plantas Típicas.....	137
Tabela 29 – Características dos Reservatórios de Petróleo Adequados à Aplicação de EOR-CO <sub>2</sub> .....	140
Tabela 30 – Características dos Campos da Bacia de Campos.....	142
Tabela 31 – Produção Média Diária de Petróleo, Profundidade Média e Data de Início de Produção.....	143
Tabela 32 – Estimativa da Produção Anual de Petróleo, do Consumo Anual de CO <sub>2</sub> e do Número de Anos de Produção Incremental de CO <sub>2</sub> .....	143
Tabela 33 – Consumo de Energia Elétrica para Produzir Ureia e Metanol .....	144
Tabela 34 – Consumo de CO <sub>2</sub> Não Cativo das Rotas de Produção de Ureia .....	146

Tabela 35 – Estimativas do Custo de Desidratação e Compressão do CO <sub>2</sub> da Fermentação.....	146
Tabela 36 – Valores dos Fatores da Equação 7 .....	147
Tabela 37 – Parâmetros da Equação 10 .....	149
Tabela 38 – Vazões Mássicas de CO <sub>2</sub> e Custo de Abatimento (R\$/t) da Etapa de Transporte do CO <sub>2</sub> .....	152
Tabela 39 – Custos Médios de Abatimento de CO <sub>2</sub> (Caso Conservador).....	154
Tabela 40 – Custos Médios de Abatimento de CO <sub>2</sub> (Caso Otimista).....	155
Tabela 41 – Resultados para Captura em NGCC com Diferentes FC.....	169
Tabela 42 – Modificações para Captura em NGCC.....	171
Tabela 43 – UTE com Sistemas de CCS em Planejamento e Construção .....	173
Tabela 44 – Características Típicas de Carvões Nacional e Importado .....	179
Tabela 45 – Parâmetros Técnicos de Modelagem .....	179
Tabela 46 – Características do Carvão Aplicado no Modelo IGCC.....	186
Tabela 47 – Características das Plantas Modeladas.....	187
Tabela 48 – Eficiência de UTE com Caldeiras CFB com e sem CCS Operadas com Carvão Brasileiro (% em Base do Poder Calorífico Inferior do Carvão) .....	187
Tabela 49 – Eficiência de UTE com Caldeiras PCC com e sem CCS Operadas com Carvão Colombiano (% em Base do Poder Calorífico Inferior do Carvão).....	188
Tabela 50 – Eficiência de UTE IGCC Operadas com Carvão Importado (% Base do PCI) .....	188
Tabela 51 – Reservas de Carvão no Brasil .....	190
Tabela 52 – Transbordo de Cargas no Brasil em 2013.....	191
Tabela 53 – Dados Técnicos para a Estimativa do Potencial de UTE a Carvão no Brasil.....	192

Tabela 54 – Estimativa do Potencial de UTE a Carvão Operando com Carvão Nacional, Considerando a Reserva Medida e a Reserva Lavrável do Carvão e a Introdução de CCS (em GW) ...	193
Tabela 55 – Estimativa do Potencial de UTE a Carvão Operando com Carvão Importado, Considerando uma Capacidade de Importação de 50 Mt/ano (em GW) .....	193
Tabela 56 – Dados de Entrada para a Definição de Custos das UTE Modeladas .....	195
Tabela 57 – Resultados das Simulações de Custos das UTE Modeladas .....	195
Tabela 58 – Resultados da Análise do Custo de Abatimento de UTE a Carvão com CCS .....	196
Tabela 59 – Composição do Gás de Combustão de um Forno de Cimento .....	204
Tabela 60 – Parâmetros e Custos de Diversas Opções de Captura de CO <sub>2</sub> no Cimento Encontradas na Literatura Técnico-científica .....	211
Tabela 61 – Fator de Emissão das Plantas de Cimento no Brasil .....	212
Tabela 62 – Quantidade de Fábricas, Produção de Cimento, Clínquer, Emissão de CO <sub>2</sub> e Fator de Emissão por Região no Brasil .....	212
Tabela 63 – Tipos de Combustíveis e Geração de Vapor e/ou Eletricidade Consideradas no Estudo .....	214
Tabela 64 – Custos Relativos à Captura de Carbono por Região Brasileira .....	216
Tabela 65 – Custos Relativos à Opção A .....	217
Tabela 66 – Custos Relativos à Opção B .....	217
Tabela 67 – Custos Relativos à Opção C .....	217
Tabela 68 – Custos Relativos à Opção D .....	218
Tabela 69 – Análise Elementar do Carvão Assumido no IECM .....	218
Tabela 70 – Custo Total Relativo às Opções A, B, C e D .....	219
Tabela 71 – Footprint de Sistemas de Captura em Plantas Cimenteiras por Região .....	219

Tabela 72 – Classificação dos Índices de Retirada de Água.....	220
Tabela 73 – Comparação entre as Tecnologias Maduras de Captura de CO <sub>2</sub> na Indústria Siderúrgica .....	223
Tabela 74 – Comparação da Captura Baseada em Amina e Amônia.....	226
Tabela 75 – Características das Fontes de Emissão de CO <sub>2</sub> de uma Planta Integrada e uma EAF.....	227
Tabela 76 – Emissões de CO <sub>2</sub> antes e após a Captura .....	229
Tabela 77 – Parâmetros e Custos de Diversas Opções de Captura de CO <sub>2</sub> em Plantas Siderúrgicas .....	234
Tabela 78 – Matriz para Avaliar o Intervalo de Precisão das Estimativas de Custo de Acordo com a Epri Dados em%.....	239
Tabela 79 – Emissões da Cogeração de Usinas Integradas a Carvão Mineral...239	
Tabela 80 – Custos Relativos à Captura do CO <sub>2</sub> Emitido pela Cogeração de Usinas Siderúrgicas .....	242
Tabela 81 – Custos e Emissões Relativos à Caldeira Adicional .....	243
Tabela 82 – Custos de Abatimento para a Captura na Cogeração de Usinas Integradas a Carvão Mineral.....	243
Tabela 83 – Fator de Emissão e Emissões de CO <sub>2</sub> Referentes à Tecnologia TGRBF .....	244
Tabela 84 – Usinas EAF Brasileiras, Fator de Emissão para o Processo EAF e Emissões para o Cenário Base .....	244
Tabela 85 – Custos Relativos à Captura por Usina EAF.....	245
Tabela 86 – Custos e Desempenho Relativos à Captura com a Cogeração - EAF.....	246
Tabela 87 – Custo de Abatimento para as Usinas EAF .....	246
Tabela 88 – Custos da Captura de CO <sub>2</sub> na Produção de Amônia .....	249
Tabela 89 – Concentrações Típicas de Gases de Correntes Industriais e Respective Custos de Captura .....	249



Tabela 90 – Consumo de Energia e de H <sub>2</sub> para Produção de Amônia e CO <sub>2</sub> Capturado para a Produção de Hidrogênio.....	250
Tabela 91 – Emissões de CO <sub>2</sub> para as Plantas de Amônia Brasileiras, sem Considerar a Captura para Ureia .....	250
Tabela 92 – Emissões de CO <sub>2</sub> por Planta de Amônia, Antes da Produção de Ureia.....	251
Tabela 93 – Produção de Ureia por Planta, Consumo de CO <sub>2</sub> por Tonelada de Ureia Produzida e Consumo de CO <sub>2</sub> Anual para a Produção de Ureia.....	251
Tabela 94 – Emissões de CO <sub>2</sub> Anuais após a Captura para a Produção de Ureia .....	252
Tabela 95 – Emissões de CO <sub>2</sub> para Captura na Produção de Amônia Utilizando Selexol Como Solvente.....	252
Tabela 96 – Custos para Produção de Hidrogênio Utilizando MDEA e Selexol.....	253
Tabela 97 – Potenciais e Custos de Abatimento para a Captura na Produção de Amônia no Brasil.....	254
Tabela 98 – Plantas de amônia e/ou ureia no plano de expansão de fertilizantes .....	255
Tabela 99 – Emissões de CO <sub>2</sub> para a Planta de Amônia UFN V para o Processo de Produção de Hidrogênio Usando MDEA.....	256
Tabela 100 – Emissões de CO <sub>2</sub> para a Planta UFN V para o Processo de Produção de Hidrogênio Usando Selexol .....	256
Tabela 101 – Custos para Produção de Hidrogênio Utilizando MDEA e Selexol.....	257
Tabela 102 – Carbodutos Localizados nos EUA .....	266
Tabela 103 – Parâmetros Sugeridos pela Literatura para o Transporte de CO <sub>2</sub> .....	278
Tabela 104 – Resumo das Estimativas de Potenciais e Custos para CCS nos Diferentes Setores .....	290

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Cenário de Implementação de CCS no Mundo .....	35
Figura 2 – Cenário Mundial de Políticas de Incentivo ao Abatimento da IEA (2011).....	36
Figura 3 – Processos de Captura de Carbono .....	38
Figura 4 – Comparação Qualitativa do Comportamento de Solventes Químicos e Físicos .....	40
Figura 5 – Processo de Absorção com MEA.....	41
Figura 6 – Evolução da Energia de Regeneração da Absorção Química.....	43
Figura 7 – Evolução da Energia de Regeneração da Absorção Química ...	46
Figura 8 – Exemplo de Planta Selexol Ready .....	47
Figura 9 – Mecanismos de Separação em Membranas .....	48
Figura 10 – Modelo de um Módulo de Membranas de Folha Espiralada .....	49
Figura 11 – Comparação de Footprint Requerido por Unidades de Membranas e Absorção de Aminas.....	50
Figura 12 – Esquema de um Contactor de Membrana .....	52
Figura 13 – Processo ITM para Geração de Oxigênio .....	55
Figura 14 – Unidade VPSA para 1.300 Nm <sup>3</sup> /h de Oxigênio .....	58
Figura 15 – Fluxograma de Processo de uma ASU Criogênica Convencional....	59
Figura 16 – Construção da ASU do Pearl GTL Project.....	61
Figura 17 – Previsão de Redução do Consumo Segundo a Air Liquide.....	64
Figura 18 – Diagrama Conceitual de um CLC.....	65
Figura 19 – Unidade-piloto de CLC na Ohio State .....	66
Figura 20 – Configurações de Geração de Hidrogênio por CL .....	67
Figura 21 – Cadeia de Transporte de CO <sub>2</sub> .....	69

Figura 22 – Diagrama de Fases de CO <sub>2</sub> Puro.....	71
Figura 23 – Representação do Modelo de Transporte.....	72
Figura 24 – Mapa de Carbodutos nos EUA.....	73
Figura 25 – Caminhão Típico para Transporte de CO <sub>2</sub> .....	74
Figura 26 – Fluxograma do Processo de Transporte de CO <sub>2</sub> por Navio.....	75
Figura 27 – Ilustração de um Navio Típico para Transporte de CO <sub>2</sub> .....	76
Figura 28 – Etapas do Transporte Marítimo de CO <sub>2</sub> .....	76
Figura 29 – Campo de Sleipner, Noruega.....	87
Figura 30 – Plataforma de Sleipner.....	88
Figura 31 – Esquema das Formações Geológicas de Snøhvit (esquerda), Sleipner (meio) e In Salah (direita).....	89
Figura 32 – Diagrama de uma Instalação Marítima Típica.....	91
Figura 33 – Esquema de um Separador de Produção de Óleo Típico.....	92
Figura 34 – Comparação de <i>Footprint</i> Requerido por Unidades de Membranas e Absorção de Aminas.....	95
Figura 35 – Skids com Módulos de Membranas do Tipo UOP SeparexTM.....	96
Figura 36 – Skid com Módulos de Membrana do Tipo UOP SeparexTM.....	97
Figura 37 – Módulos de Membrana do Sistema UOP SeparexTM.....	97
Figura 38 – Elemento Utilizado no Carregamento de Gás de um Módulo de Membrana.....	98
Figura 39 – Exemplo de Membrana em Dois Estágios.....	99
Figura 40 – Esquematização do Funcionamento da Membrana.....	101
Figura 41 – Estimativa de Plataformas.....	104
Figura 42 – Quantidade Reinjetada de CO <sub>2</sub> .....	106
Figura 43 – Produção de Gás (Líquida e Bruta) e Captura para um Gás com Teor de 10% de CO <sub>2</sub> .....	107

Figura 44 – Produção de Gás (Bruta e Líquida) e Captura para um Gás com Teor de 45% de CO <sub>2</sub> .....	107
Figura 45 – Opções de Captura em uma UGH por Absorção Química .....	120
Figura 46 – Diagrama de Blocos da Produção Combinada de Hidrogênio e Metanol .....	124
Figura 47 – Custo de Produção do Metanol com a Análise de Sensibilidade ..	127
Figura 48 – Análise de Sensibilidade do Custo de Abatimento .....	128
Figura 49 – Discriminação das Emissões Líquidas de GEE da Produção de Etanol de Cana-de-açúcar no Centro-Sul do Brasil (2005-2006) .....	134
Figura 50 – Participação das Emissões de CO <sub>2</sub> da Fermentação nas Emissões Líquidas do Ciclo de Vida do Etanol.....	135
Figura 51 – Participação Mensal no Total de Etanol Produzido no Brasil .....	136
Figura 52 – Rede de Carbidutos, Destilarias e Campos de Petróleo .....	157
Figura 53 – Evolução dos Custos de Abatimento da Etapa de Transporte com as Emissões Acumuladas .....	158
Figura 54 – Ciclo Combinado a Gás Natural .....	164
Figura 55 – Cenário de Uso de Gás Natural no Brasil.....	165
Figura 56 – Projeção de Demanda de Gás Natural (Mm <sup>3</sup> /dia).....	165
Figura 57 – Previsão de Expansão de Capacidade da Petrobras de UTE a Gás Natural .....	166
Figura 58 – Estimativa de Capacidade de Plantas a Gás Natural sem CCS.....	167
Figura 59 – Evolução do Fator de Emissão e CO <sub>2</sub> Capturado por Ano .....	168
Figura 60 – Custo da Energia, com e sem Captura, e Custo de Abatimento pelo Fator de Capacidade de uma NGCC .....	170
Figura 61 – Fluxograma de uma UTE com Caldeira de Leito Fluidizado com Captura de Carbono por Absorção Química .....	177
Figura 62 – Integração Energética da UTE, da Planta de Absorção Química e da Unidade de Compressão.....	177

Figura 63 – Esquema de uma Planta IGCC.....	181
Figura 64 – Esquema de uma Planta IGCC com CCS .....	182
Figura 65 – Esquema da Produção de uma Planta de Cimento .....	199
Figura 66 – Exemplo de Esquema de uma Planta de Cimento com Captura na Pós-combustão .....	201
Figura 67 – Esquema do <i>Design 1</i> , com Base em Fluxogramas Comuns de Separação de Gás Natural .....	205
Figura 68 – Esquema do <i>Design 2</i> .....	205
Figura 69 – Esquema de uma Planta Cimenteira com Captura na Oxicombustão .....	207
Figura 70 – Esquema de uma Planta de Cimento com <i>Chemical Looping</i> .....	209
Figura 71 – Tecnologias de Controle de Emissão de Poluentes Consideradas para a Captura na Planta Cimenteira no IECM® .....	213
Figura 72 – Fluxograma do Balanço de Energia da Caldeira a Gás Natural no IECM.....	214
Figura 73 – Criticidade da Água segundo Capacidade Produtiva de Cimenteiras Brasileiras.....	220
Figura 74 – Esquema do Processo Produtivo de Ferro-gusa e Aço.....	222
Figura 75 – Fluxograma da Captura Aplicada ao Alto-forno Convencional ...	224
Figura 76 – Fluxograma da Planta Siderúrgica com a Aplicação da Rota de Pós-combustão .....	225
Figura 77 – Fluxograma do TGRBF .....	230
Figura 78 – Fluxograma da Captura Aplicada à Tecnologia Corex.....	231
Figura 79 – Fluxograma do Processo DRI.....	232
Figura 80 – Fluxograma da Captura Aplicada à Tecnologia <i>Advanced Smelting Reduction</i> .....	233
Figura 81 – Emissões de CO <sub>2</sub> de uma Usina Siderúrgica Integrada Típica.....	235

Figura 82 - Emissões de CO <sub>2</sub> de uma Usina com Tecnologia TGRBF .....	236
Figura 83 - Experimento TGRBF em Luleå, Suécia .....	237
Figura 84 - Desenvolvimento Comercial de Tecnologias ULCOS.....	238
Figura 85 - Tecnologias de Controle de Emissão de Poluentes Consideradas para a Captura na Usina Siderúrgica no IECM.....	240
Figura 86 - Fluxograma do Balanço de Energia da Caldeira a Gás Natural no IECM.....	241
Figura 87 - Diagrama Simplificado da Produção de Amônia .....	247
Figura 88 - Gráfico Apresentando as Opções A, B e C.....	255
Figura 89 - Mapa de Carbodutos nos EUA .....	270
Figura 90 - Estrutura Organizacional Proposta.....	278
Figura 91 - Fluxograma Completo de Todas as Etapas da Estrutura Regulatória .....	284
Figura 92 - Etapas Principais de um Projeto de CCGS .....	285

## LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Exemplos de Opções de Sequestro Químico .....	139
Quadro 2 – Classificação dos Níveis de Planejamento do Projeto de Acordo com o Epri .....	238
Quadro 3 – A Classificação de Maturidade das Tecnologias de Acordo com a Epri .....	239
Quadro 4 – Questões Importantes na Elaboração do Sistema de Regulação de CCGS.....	265
Quadro 5 – Proposta de Regulação de CCGS para União Europeia .....	266
Quadro 6 – Proposta dos Estados Unidos para Regulação de Injeção de CO <sub>2</sub> .....	271
Quadro 7 – Proposta do Governo Australiano – Regulação CCGS.....	273
Quadro 8 – Resumo de Instrumentos de Política Pública e Cobenefícios da adoção do CCS no Brasil.....	289

## LISTA DE SIGLAS E ACRÔNIMOS

- a.a. – Ao ano
- AAS – Amino acid salt
- ABIQUIM – Associação Brasileira da Indústria Química
- ABIR – Associação Brasileira das Indústrias de Refrigerantes e de Bebidas não Alcoólicas
- ACF – Autoridade Competente Federal
- ACP – Autoridade Competente de Planejamento
- AIA – Avaliação de impacto ambiental
- ANA – Agência Nacional de Águas
- ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica
- ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
- ANTAQ – Agência Nacional de Transportes Aquáticos
- ANTT – Agência Nacional de Transportes Terrestres
- APEC – Asia-Pacific Economic Cooperation
- ASU – Air separation unit
- atm. – Atmosfera
- ATR – Reforma autotérmica
- bar – Unidade de pressão
- BF – Blast furnace
- Bio-CCS – Captura e armazenamento de carbono no setor de biocombustíveis
- BNDES – Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
- bpd – Barris por dia
- C – Carbono
- CaO – Óxido de cálcio
- CCGS – Carbon capture and geological storage
- CCS – Carbon capture and storage
- CE – Comissão Europeia
- CFB – Circulating fluidized bed
- CGEE – Centro de Gestão e Estudos Estratégicos
- CH<sub>4</sub> – Gás metano



CHP – Combined heat and power  
CL – Chemical looping  
CLC – Chemical looping combustion  
CMA – Custo marginal de abatimento  
CNI – Confederação Nacional da Indústria  
CO – Monóxido de carbono  
CO<sub>2</sub> – Dióxido de carbono  
CO<sub>2</sub>e – Dióxido de carbono equivalente  
COF – Covalent organic frameworks  
CSI – Cement Sustainability Initiative  
DC – Coqueamento retardado  
DCA – Direct contact after-cooler  
DEA – Dietanolamina  
DIPA – Diisopropanolamina  
DMEPEG – Dimetil éter polietilen glicol  
DMS – Dimetil sulfato  
DNPM – Departamento Nacional de Produção Mineral  
DOE/NETL – US Department of Energy’s National Energy Technology  
Laboratory  
DRI – Ferro diretamente reduzido  
€ – Euro  
E&P – Extração e produção de óleo e gás  
EAF – Forno de arco elétrico  
EBF – Alto-forno experimental  
ECRA – European Cement Research Academy  
EIA – Energy Information Agency  
EOR – Enhanced oil recovery  
EPA – Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos  
EPE – Empresa de Pesquisa Energética  
EPRI – Electric Power Research Institute  
EU – União Europeia  
EUA – Estados Unidos da América

FBC – Fluidized bed combustion  
FCC – Craqueamento catalítico  
Fe – Ferro  
FeO – Óxido de ferro  
FGD – Flue-gas desulfurization  
FGR – Recirculação de exausto  
FOB – Free on board  
FOM – Fixed operationg and maintenances  
FPSO – Floating production storage and offloading  
GCCSI – Global Carbon Capture and Storage Institute  
GEE – Gases de efeito estufa  
GHG – Greenhouse gases  
GJ/a – Gigajoule por ano  
GJ/t – Gigajoule por tonelada  
GLP – Gases liquefeitos de petróleo  
GN – Gás natural  
GNL – Gás natural liquefeito  
GPU – Gas permeation unit  
Gt – Gigatonelada  
GTC – Gasification Technologies Council  
GTCC – Gas turbine combined cycle  
GTL – Gas to liquids  
GW – Gigawatt  
GWh – Gigawatt-hora  
H<sub>2</sub> – Gás hidrogênio  
H<sub>2</sub>O – Água  
H<sub>2</sub>S – Ácido sulfídrico  
HCC – Hidrocraqueamento  
HPC – Hydrocarbon Publishing Company  
HRC – Hot-rolled coil  
HRSG – Heat recuperator steam generator

HSK – Hydroskimming  
HTGR – Resfriamento a gás de alta temperatura  
i – Taxa de juros  
IAB – Instituto Aço Brasil  
IC – Trocadores de calor  
IEA – International Energy Agency  
IEAGHG – International Energy Agency Greenhouse Gas R&D Programme  
IECM – Integrated Environmental Control Model  
IFP – Institut Français du Pétrole  
IGCC – Integrated gasification combined cycle  
IPCC – Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas  
ITM – Ion Transport Membrane  
kbpd – Quilo-barris por dia  
kg/h – Quilograma por hora  
kg/m<sup>3</sup> – Quilograma por metro cúbico  
kg/s – Quilograma por segundo  
kJ – Quilo-joule  
km – Quilômetro  
km<sup>3</sup> – Quilomêtro cúbico  
kPa – Quilopascal  
KS-1 – Aminas estericamente impedidas  
ktCO<sub>2</sub>/bbl – Quilo-toneladas de dióxido de carbono por barril  
kW – Quilowatt  
kWh – Quilowatt-hora  
kWh/t – Quilowatt-hora por tonelada  
l – Litro  
LCOE – Custo nivelado de eletricidade  
LR – Learning rate  
m – Metro  
m<sup>2</sup> – Metro quadrado  
m<sup>3</sup> – Metro cúbico

MAPA – Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento  
MCMPR – Federal Government’s Ministerial Council on Mineral and Petroleum Resources  
MCTI – Ministério de Ciência, Tecnologia e Inovação  
MCTIC – Ministério da Ciência, Tecnologia, Inovações e Comunicações  
MDIC – Ministério da Indústria, Comércio Exterior e Serviços  
MDEA – Metildietanolamina  
MEA – Monoetanolamina  
MJ/kg – Megajoule por quilograma  
MIT – Massachusetts Institute of Technology  
mm – Milímetro  
Mm<sup>3</sup> – Milhões de metros cúbicos  
MMA – Ministério do Meio Ambiente  
MMbtu – Milhão de British thermal unit  
MME – Ministério de Minas e Energia  
MOF – Metal organic frameworks  
MPa – Megapascal  
Mt – Megatonelada  
MtCO<sub>2</sub> – Megatonelada de dióxido de carbono  
MUS\$ – Milhão de dólares americanos  
MW – Megawatt  
MWh – Megawatt-hora  
N – Nitrogênio  
N<sub>2</sub> – Gás nitrogênio  
N<sub>2</sub>O – Óxido nitroso  
n.d – Não disponível  
NGCC – Natural gas combined cycle  
Nm<sup>3</sup>/h – Normal metro cúbico por hora  
NMP – Pirolidona de metilo  
NO<sub>x</sub> – Óxido de nitrogênio  
NZEC – Near Zero Emission Coal Project

O&M – Operação e manutenção  
OBF – Oxygen blast furnace  
ONS – Operador Nacional do Sistema Elétrico  
OOIP – Original oil in place  
OPA – Commonwealth Offshore Petroleum Act of 2006  
P&D – Pesquisa e desenvolvimento  
PC – Pulverized coal  
PCC – Carbonato de cálcio precipitado  
PCI – Poder calorífico inferior  
PCS – Poder calorífico superior  
PE – Penalidade energética  
pH – Colog da concentração hidrogeniônica do meio  
PMC – Peneiras moleculares de carbono  
pol – Polegada  
p/p – Porcentagem em massa  
ppm – Partes por milhão  
PR – Progress rate  
PSA – Pressure swing adsorption  
PUC/RS – Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul  
R\$ – Real  
RAG – Recuperação avançada de gás  
RAMC – Recuperação avançada de metano em camadas de carvão  
RAP – Recuperação avançada de petróleo  
S – Enxofre  
SCR – Selective catalytic reduction  
SIN – Sistema Interligado Nacional  
SMR – Steam methane reforming  
SNIC – Sindicato Nacional da Indústria de Cimento  
SOx – Óxido de enxofre  
t – Tonelada  
t/d – Tonelada por dia

t/h – Tonelada por hora  
tCO<sub>2</sub> – Tonelada de dióxido de carbono  
tCO<sub>2</sub>/bbl – Tonelada de dióxido de carbono por barril  
tCO<sub>2</sub>/h – Tonelada de dióxido de carbono por hora  
TEA – Trietanolamina  
TGRBF – Top gas recycling blast furnace  
TIC – Tecnologias de informação e comunicação  
tpd – Tonnes per day  
TR1 – Resfriamento úmido em ciclo aberto  
TR2 – Resfriamento úmido em ciclo fechado  
TR3 – Resfriamento seco  
TSA – Temperature swing adsorption  
UFRJ – Universidade Federal do Rio de Janeiro  
UGH – Unidade de geração de hidrogênio  
UlcOs – European Ultra Low CO<sub>2</sub> Steelmaking  
UNICA – União da Indústria de Cana-de-Açúcar  
UNIDO – United Nations Industrial Development Organization  
UOP – Honeywell UOP LLC  
UPGN – Unidade de processamento de gás natural  
US\$ – Dólar americano  
USA – United States of America  
UTE – Geração termoelétrica  
v/v – Percentagem volúmica  
VB – Viscosidade  
VOM – Variable operationg and maintenances  
VPL – Valor presente líquido  
VPSA – Vacuum swing adsorption  
VSA – Vacuum pressure swing adsorption  
WEC – World Energy Council  
WGS – Water-gas shift  
ZMOF – Zeolite-like MOF



# Introdução

---

## INTRODUÇÃO

Este documento apresenta a avaliação do potencial de aplicação de sistemas de captura de carbono a diferentes segmentos produtivos da economia brasileira. Como a captura implica a necessidade de armazenamento (usualmente geológico para a larga escala), este relatório também abrange a avaliação das opções de transporte, armazenamento ou uso do CO<sub>2</sub> capturado.

Trata-se de um tema transversal na medida em que se refere a diferentes setores econômicos e, na etapa de transporte de CO<sub>2</sub>, apresenta características típicas de estrutura de monopólio (no caso de carbodutos) que, portanto, demanda regulação setorial. É também um tema em permanente revisão na literatura científica, visto que as rotas de captura, que serão avaliadas e simuladas neste documento, ainda não se encontram, em larga escala, desenvolvidas e testadas para o setor energético.

Nesse sentido, são trazidas análises originais, com simulações realizadas pela equipe de trabalho do estudo, de forma a testar o desempenho técnico-econômico de sistemas de captura diante das melhores informações disponíveis e das alternativas comercialmente disponíveis.

No horizonte de 2050, é certo que análises do tipo daquelas aqui realizadas merecerão ser permanentemente revisitadas, buscando, inclusive, validar valores de custo de contingência que foram aplicados para plantas pioneiras (*first-of-a-kind*). Não obstante, é possível afirmar que os resultados aqui obtidos são robustos porque:

1. Basearam-se em simulações<sup>1</sup> que avaliaram os diferentes componentes dos sistemas de captura a partir de balanços de energia e massa;
2. Basearam-se, quando necessário, em hipóteses conservadoras de custo e potencial (inclusive disponibilidade comercial de certas alternativas de rotas de captura) de forma a lidar com os aspectos de incerteza associados a opções de mitigação ainda não aplicadas em larga escala;

---

<sup>1</sup> Diferentes ferramentas foram empregadas nesse caso, conforme será detalhado em cada capítulo deste documento.



3. Priorizaram a avaliação do potencial de captura sobre o parque produtivo instalado e em construção no país. As possíveis plantas industriais e instalações energéticas futuras somente foram consideradas na análise quando se dispunha de informação relevante a respeito ou mesmo possibilidade de simulação de novas instalações, caso de plantas termelétricas a gás ou carvão (capítulo 5), plataformas de produção de óleo e gás (capítulo 2) e refinarias de petróleo (capítulo 3).

O estudo enfatizou os resultados associados ao custo de captura, transporte e armazenamento (sigla em inglês, CCS – *carbon capture and storage*) desagregado em custos de capital e custos operacionais fixos e variáveis. Buscou-se, assim, dimensionar, para cada sistema proposto, sua penalidade energética (associada ao consumo parasítico da opção CCS e mesmo a seus impactos sobre a planta de produção originalmente instalada sem captura de carbono). Os custos foram finalmente nivelados de modo a se estimarem custos nivelados de captura em US\$/tCO<sub>2</sub>. Para cada instalação e rota de CCS considerada, foi dimensionado um potencial específico de captura. Quando relevante, verificou-se ainda se a captura representaria ou não receitas adicionais à planta industrial ou instalação energética originalmente sem captura com o fim de averiguar se os custos de abatimento são, de fato, positivos. Essa avaliação mostrou-se particularmente relevante nos casos de plataformas de petróleo produzindo gás associado com elevado teor de CO<sub>2</sub> (bacias do pré-sal), no caso da avaliação da produção integrada de hidrogênio e metanol em refinarias de petróleo e na avaliação integrada de destilarias de etanol, transporte de CO<sub>2</sub> e recuperação avançada de petróleo em campos maduros de bacias *offshore* brasileiras (respectivamente, capítulos 2, 3 e 4).

Note-se ainda que o estudo abrange ainda uma proposta de regulação setorial para o transporte de carbono por carbodutos (capítulo 7).

Assim, esse documento é subdividido nos seguintes capítulos:

- Capítulo 1 – Aspectos conceituais de CCS;
- Capítulo 2 – Aplicação de CCS na produção de óleo e gás natural;
- Capítulo 3 – Aplicação de CCS no refino de petróleo;
- Capítulo 4 – Aplicação de CCS na produção de etanol no Centro-Sul brasileiro;
- Capítulo 5 – Aplicação de CCS em termelétrica a carvão ou a gás;
- Capítulo 6 – Aplicação de CCS em setores industriais;
- Capítulo 7 – Questões regulatórias associadas ao transporte de carbono por carbodutos.



The image features a large, dark grey, angular shape that resembles a stylized letter 'L' or a large block. In the upper left corner of this shape, there is a smaller, lighter grey graphic consisting of a series of connected peaks and valleys, similar to a sawtooth or a jagged line. The overall design is minimalist and modern.

# Aspectos conceituais de CCS

Capítulo

**1**

# 1 ASPECTOS CONCEITUAIS DE CCS

Para reduzir as emissões de carbono, o desenvolvimento de tecnologias energéticas avançadas de baixo carbono deve ser acelerado para permitir enfrentar os desafios de segurança energética, mudanças climáticas e desenvolvimento sustentável (IEA, 2009). A opção de captura e armazenamento de CO<sub>2</sub> (CCS) é reconhecida como uma tecnologia capaz de reduzir as emissões de gases de efeito estufa (GEE) em larga escala, sendo parte importante do portfólio de alternativas necessárias para atingir reduções significativas das emissões globais (MCKINSEY&CO, 2008; SOLOW; PACALA, 2006).

No entanto, introduzir o CCS ainda representa um grande desafio. A Agência Internacional de Energia (IEA) estima que sejam necessários cerca de cem projetos de demonstração em escala comercial do CCS até 2020 para estimular sua aplicação no setor energético e garantir sua viabilidade em larga escala (IEA, 2009). A Figura 1 apresenta esse cenário, desenvolvido pela IEA, para o número de projetos de CCS até 2050. A Figura 2 indica a participação do CCS nos esforços totais de mitigação de GEE para atingir a estabilização de concentração em 450 ppm.

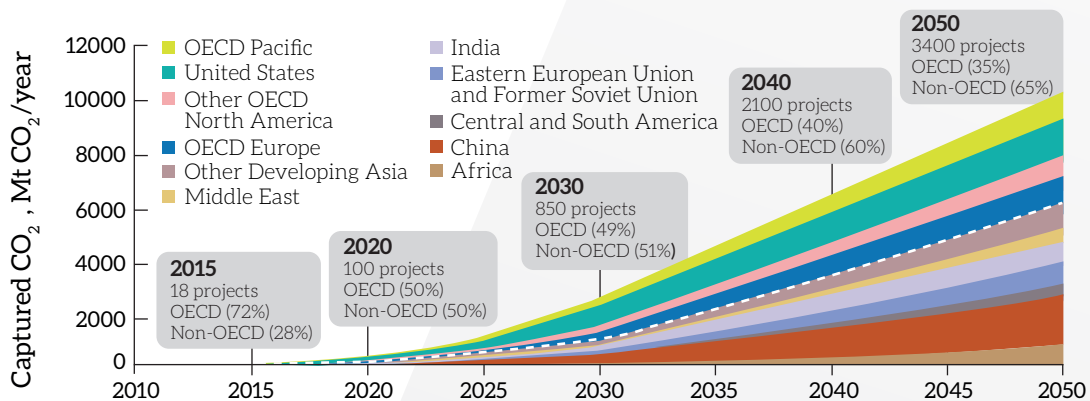


Figura 1 – Cenário de Implementação de CCS no Mundo

Fonte: IEA, 2010

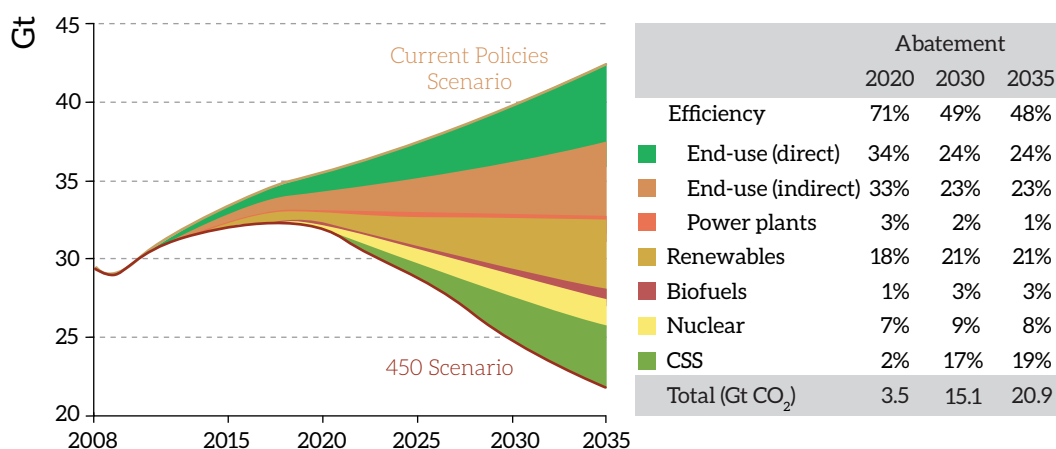


Figura 2 – Cenário Mundial de Políticas de Incentivo ao Abatimento da IEA (2011)

Fonte: IEA, 2010

Na Figura 2, o CCS é responsável pela remoção de cerca de 2,5 GtCO<sub>2</sub> em 2030, o que corresponde a 17% do abatimento total. Em 2050, o total capturado e armazenado é de cerca de 4,0 GtCO<sub>2</sub>. Apenas para colocar esse número em perspectiva, as emissões totais de GEE do Brasil em 2010 foram estimadas em cerca de 1,2 MtCO<sub>2</sub> (MCTI, 2013). Portanto, trata-se de um número mais de 3.200 vezes superior às emissões de 2010.

Embora representem apenas um cenário dentre os diversos disponíveis na literatura, esses valores servem para exemplificar o quanto o CCS pode ser vital para atingir cenários mais restritivos de concentração atmosférica. Além disso, mostram o potencial de mercado do CCS. O energético é o principal setor que se beneficiaria com o advento da aplicação do CCS.

As tecnologias de remoção de CO<sub>2</sub> de correntes gasosas já são utilizadas no setor industrial, porém estão presentes em escala reduzida quando comparadas, por exemplo, com as grandes quantidades de dióxido de carbono liberadas na atmosfera pelas termoelétricas a combustíveis fósseis, como o carvão. Os desafios relativos à integração energética, o aumento de escala e o *retrofitting*<sup>2</sup> de plantas antigas somente serão enfrentados com larga experiência da tecnologia de CCS nas diversas configurações presentes no setor.

Atualmente, teme-se que a perspectiva de que novas termoelétricas a combustíveis fósseis, com vida útil de cerca de 30 a 40 anos, leve a uma grande quantidade de emissões de GEE aprisionadas (*locked-in*) – vide IEA (2011). Para enfrentar tal tendência, é necessário que governos estimulem o desenvolvimento tecnológico via pesquisa e desenvolvimento (P&D) e financiamento de projetos-piloto.

Apesar de a literatura científica focar majoritariamente a aplicação da captura e armazenamen- to de CO<sub>2</sub> no setor elétrico, em especial às térmicas a carvão e gás natural, outros setores também apresentam fortes possibilidades. O setor de extração e produção de óleo e gás, o de produção de combustíveis líquidos (refino de petróleo e destilaria de etanol) e o industrial seriam os que teriam maiores perspectivas de implementação do CCS.

<sup>2</sup> *Retrofitting* é a adaptação da planta existente para a introdução de uma nova unidade de processamento, como no caso da unidade de captura.

## 1.1 CAPTURA DE CARBONO

### 1.1.1 ROTAS DE CAPTURA DE CARBONO

Atualmente, a maior barreira para a aplicação do CCS está associada à grande penalidade energética dos processos de captura do  $\text{CO}_2$ . Em outras palavras, é preciso um gasto energético para promover a separação e purificação do  $\text{CO}_2$ . As propriedades da fonte de  $\text{CO}_2$ , assim como do processo de captura selecionado, determinam o nível do esforço energético envolvido nessa etapa.

Generalizando, correntes gasosas em maiores pressões e com maiores concentrações de  $\text{CO}_2$  exigem menor esforço energético teórico para capturar o carbono. Os efeitos da diferença de pressão e concentração no esforço energético para a captura de  $\text{CO}_2$  estão expostos com mais detalhes em Rochedo (2011). Por exemplo, na teoria, promover a captura em gases de processos muito ricos em  $\text{CO}_2$  é mais trivial e menos custoso do que em exaustos típicos de fornos e caldeiras, que se encontram com concentração por volta de 10% v/v de  $\text{CO}_2$ .

A seleção do processo de captura está associada a duas principais características: possibilidade de aplicação e custo/penalidade/disponibilidade. A primeira está diretamente ligada às propriedades da fonte emissora. Como será exposto adiante, existem vantagens tecnológicas entre processos para determinadas faixas de pressão e/ou concentrações de carbono. A segunda está ligada a custo, que pode estar indiretamente relacionado com o consumo energético do processo de captura. As características inatas de cada processo (capacidade, área ocupada, consumo de água etc.) também podem limitar sua aplicabilidade em determinados casos específicos, conforme será abordado adiante para certos setores.

Atualmente, as principais rotas de captura de  $\text{CO}_2$  podem ser classificadas nas seguintes categorias:

- Pós-combustão: remover o  $\text{CO}_2$  diluído em gases exaustos de combustão;
- Oxidcombustão: queima do combustível com ambiente enriquecido de oxigênio, gerando uma corrente concentrada de  $\text{CO}_2$ ;
- Pré-combustão: separação do  $\text{CO}_2$  de um gás antes da combustão (normalmente, gás de síntese);
- *Chemical looping*: reações de redução e oxidação em etapas.

No processo de pós-combustão, o  $\text{CO}_2$  é removido de uma mistura composta majoritariamente de  $\text{N}_2$ , mas as impurezas presentes nos gases de combustão ( $\text{SO}_x$ ,  $\text{NO}_x$ , oxigênio e particulados) também precisam ser levadas em consideração.

O  $\text{CO}_2$  está presente em baixas concentrações e a baixa pressão, o que determina grande volume de gás a ser tratado. A necessidade de tratamento de um volume maior de gases leva à utilização de equipamentos maiores, a um maior custo da unidade de captura e a um maior consumo de energia (OLAJIRE, 2010).

A pós-combustão é hoje a maior aposta para aplicações em larga escala da captura de carbono. Dentre os possíveis processos de captura por pós-combustão, a absorção química é a que se encontra no mais alto nível de maturidade, tanto tecnológico quanto de mercado, e é o processo de captura mais adequado às tecnologias de carvão pulverizado (PC) e ciclo combinado (NGCC).

A oxicomustão se baseia na queima do combustível com oxigênio (ou até mesmo ar rico em oxigênio) como agente oxidante em vez de ar. Ao evitar a presença de nitrogênio, o processo promove redução do fluxo de massa e, conseqüentemente, o exausto é enriquecido em CO<sub>2</sub>, o que facilita o processo de purificação.

A principal desvantagem dessa rota é a necessidade de oxigênio purificado. Os processos de separação de ar disponíveis em larga escala atualmente implicariam penalidade energética muito grande à planta, reduzindo sua eficiência.

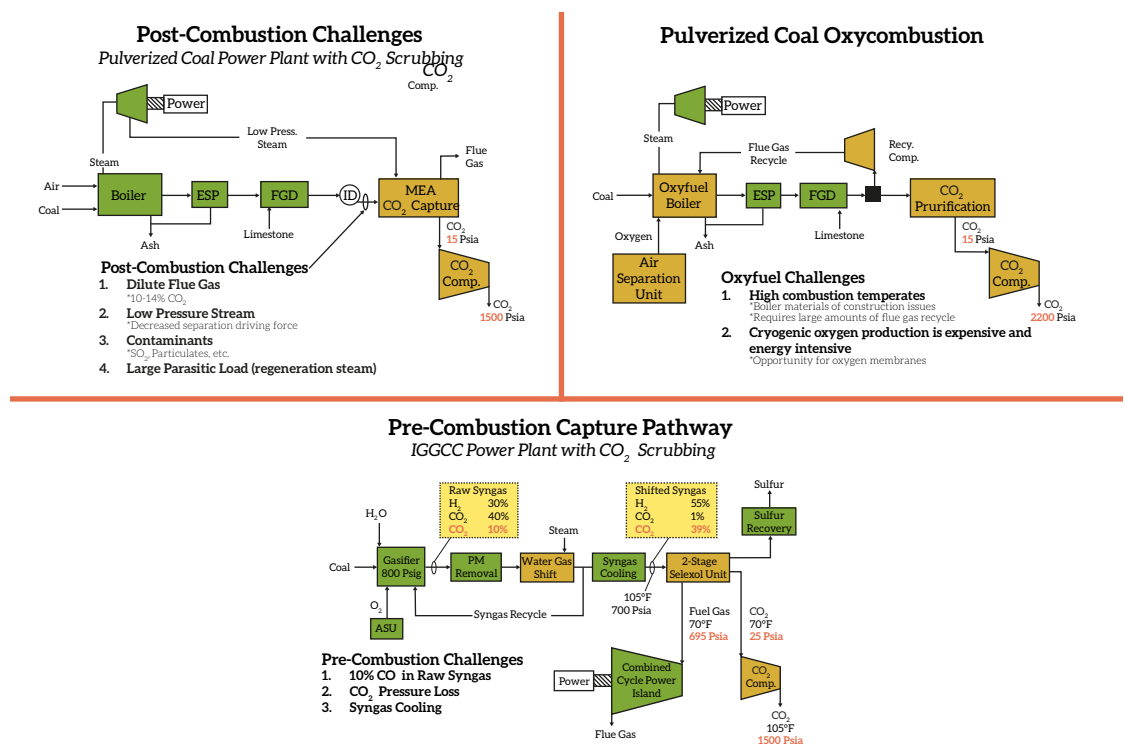


Figura 3 – Processos de Captura de Carbono

Fonte: NETL, 2008

Os sistemas de captura por pré-combustão, como o nome indica, promovem a captura do carbono antes da sua combustão. Talvez a principal aplicação proposta desta rota seja na captura de plantas de gasificação de carvão, como o IGCC. Na gasificação, o combustível é convertido em gás de síntese, mistura majoritariamente de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub>. O processo de pré-combustão visa à remoção do CO<sub>2</sub> do gás de síntese, enquanto a mistura rica em hidrogênio segue para ser queimada na turbina a gás ou mesmo para finalidades não energéticas (por exemplo, unidade de geração de hidrogênio em refinarias,

plantas de fertilizantes nitrogenados, uso do  $H_2$  como redutor, síntese de líquidos sintéticos etc.). Maior pressão e maior concentração de  $CO_2$  facilitam o processo de separação. Outro exemplo de aplicação dessa rota seria na separação do  $CO_2$  proveniente da produção de gás natural.

O *chemical looping* (CL), propriamente dito, não é uma rota destinada à captura de carbono. Existe dificuldade em alocar essa rota nas três categorias anteriores, razão por que este trabalho vai considerá-la de forma independente. O CL envolve reações de oxidação e redução realizadas em etapas (duas ou mais) em que sólidos, geralmente sais ou óxidos, efetuam o transporte intermediários entre as etapas de reação. Sua aplicação potencial é consideravelmente ampla, como a gasificação, podendo variar entre geração de calor, eletricidade, químicos e hidrogênio. A grande vantagem dessa rota para a captura é a geração de correntes ricas (em certos casos, até mesmo já purificadas) de  $CO_2$  com gastos energéticos possivelmente baixos.

### 1.1.2 TECNOLOGIAS DE CAPTURA DE CARBONO

Nesta seção, serão apresentadas as principais tecnologias, ou processos, de captura de carbono. Conforme mencionado, cada processo apresenta características básicas que determinam seu custo, seu consumo energético e sua aplicabilidade. Todas as tecnologias apresentadas a seguir podem ser alocadas nas rotas apresentadas anteriormente. Vale notar, no entanto, que o mesmo processo de captura pode ser alocado em mais de uma categoria de rota de captura, pois a definição das rotas depende da situação em que o processo está sendo aplicado.

#### ABSORÇÃO QUÍMICA

A absorção é o processo físico-químico em que um soluto, nesse caso, o  $CO_2$ , é levado a outra fase em que se encontra o solvente. Quando esse processo ocorre devido a um conjunto de reações químicas, diz-se que é uma absorção química.

Os processos de captura por absorção se baseiam em duas etapas genéricas: a absorção do  $CO_2$  no solvente, promovendo a separação da corrente gasosa original; e a dessorção, que é o processo inverso em que o solvente é regenerado e o  $CO_2$  é liberado, formando uma corrente purificada.

De forma geral, os solventes químicos apresentam alta capacidade de absorção para concentrações e pressões relativamente baixas. Porém, capacidade de absorção se estabiliza em pressões acima de 8 bar (KANNICHE et al., 2010). Os solventes físicos apresentam comportamento diferente. Sua capacidade de absorção cresce proporcionalmente com a pressão parcial, ou concentração. A Figura 4 mostra, de forma genérica, a comparação entre a pressão parcial e carga do solvente, entre os solventes químicos e físicos.



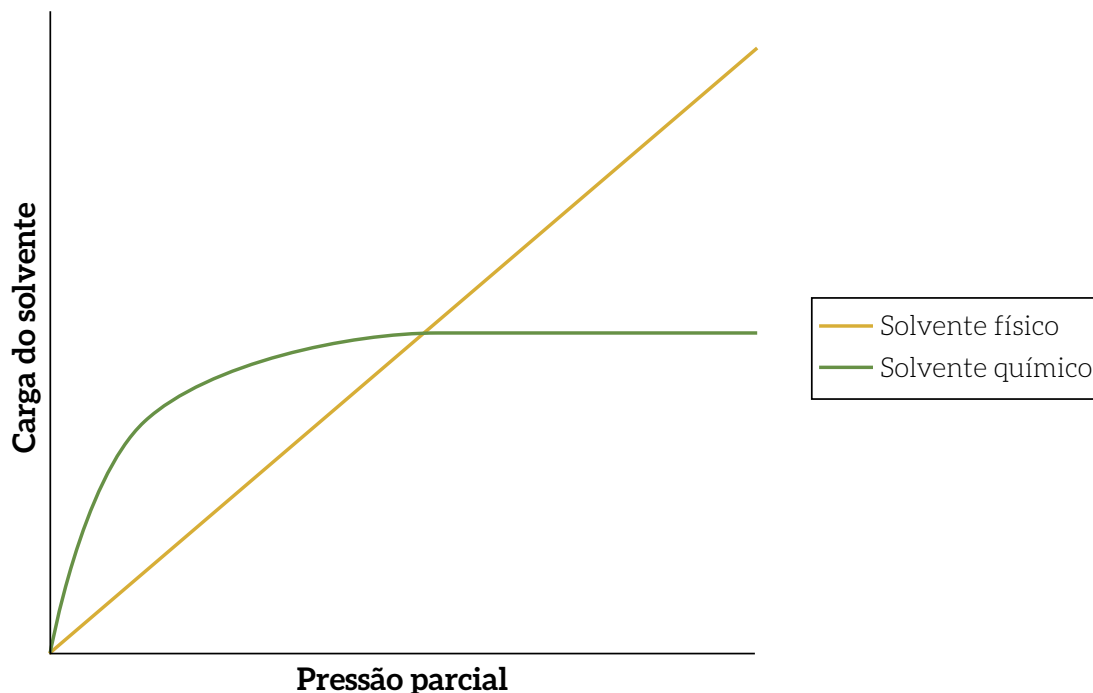


Figura 4 – Comparação Qualitativa do Comportamento de Solventes Químicos e Físicos

Fonte: BRECKENRIDGE et al., 2000

A monoetanolamina (MEA) é um composto químico orgânico e foi desenvolvido nos anos 1960 como solvente não seletivo para a remoção de impurezas como os gases ácidos ( $H_2S$  e  $CO_2$ ) de correntes de gás natural. O processo foi posteriormente adaptado para o tratamento de gases de exaustão (RAO, 2002).

A MEA é o solvente utilizado como referência nos estudos sobre solventes químicos por representar uma tecnologia madura e por suas características no tocante à captura de  $CO_2$ : baixo custo, alta solubilidade em água, boa capacidade de absorção, cinética de reação rápida e comportamento a baixas pressões e baixas concentrações de  $CO_2$ .

O processo de captura de  $CO_2$  pela absorção em solventes à base de aminas, como a MEA, representa importante opção de mitigação de GEE em processos industriais e térmicos. Esse processo, caracterizado como de pós-combustão, se baseia na separação do  $CO_2$  dissolvido no exausto de uma combustão pela absorção em um solvente na coluna de absorção.

Em seguida, o solvente, carregando a molécula de  $CO_2$ , deve ser regenerado em uma coluna. Essa etapa é muito energointensiva, representando grande obstáculo dessa opção tecnológica. Uma vez regenerado, o solvente retorna à coluna de absorção em um ciclo fechado. A Figura 5 representa o diagrama de processo mencionado.

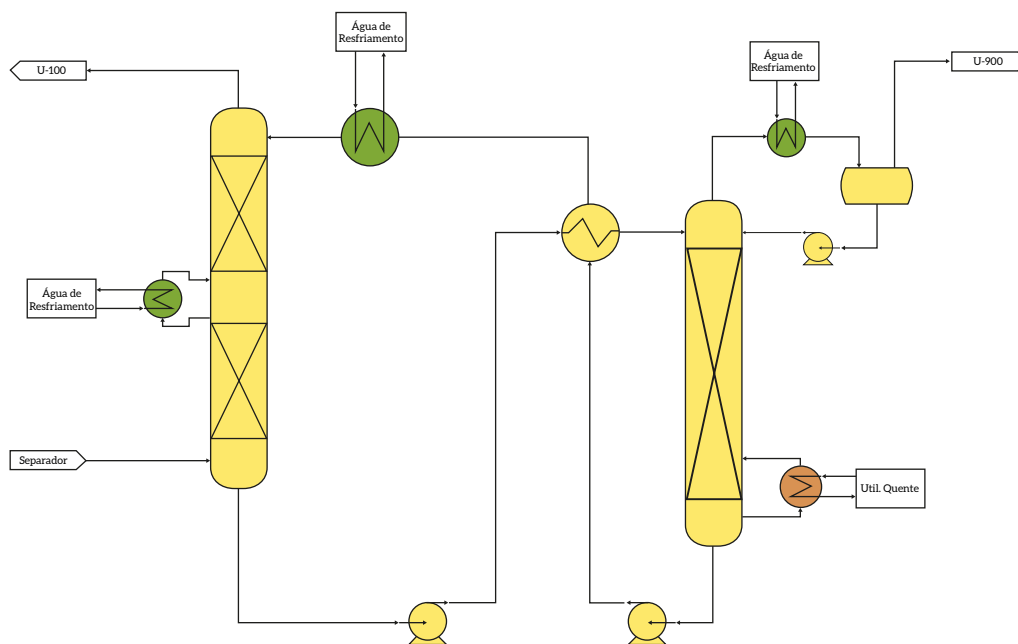


Figura 5 – Processo de Absorção com MEA

Fonte: ROCHEDO, 2011

Rochedo (2011) apresenta uma metodologia para identificar o quanto um processo de captura ainda pode ser melhorado, baseando-se na energia mínima de separação. Esse valor, determinado pelas leis da termodinâmica e independente do processo, representa o menor consumo energético necessário para efetuar um processo de separação. Ao relacionar o consumo energético real com o mínimo, pode-se verificar quão distante se está do limite termodinâmico. Este é um indicador muito interessante para se analisar o potencial de avanço tecnológico de um processo.

Para o processo de pós-combustão a partir de um exausto típico de termoeletricas a carvão,<sup>3</sup> o limite termodinâmico foi calculado em 44,0 kWh/t, ou 0,158 GJ/t (ROCHEDO, 2011; ROCHEDO; SZKLO, 2013).

Uma vez em mãos da energia mínima requerida para promover a separação do CO<sub>2</sub> de um exausto típico e lembrando que a energia utilizada na regeneração do solvente e liberação do CO<sub>2</sub> corresponde à operação com maior consumo energético dentro do processo de captura, pode-se finalmente correlacionar os processos apresentados anteriormente a um indicador relativo comum.

Na Tabela 1, podem ser encontrados os valores de regeneração correspondentes para um conjunto de processo/solvente, assim como o valor relativo dessa energia em relação ao mínimo termodinâmico. A temperatura do vapor necessário foi considerada igual para todos os processos, em 155°C. Assim, o máximo de trabalho que a fonte quente é capaz de realizar é igual ao calor multiplicado pela eficiência de Carnot. Novamente utilizando 25°C como temperatura de referência (reservatório frio), obtém-se eficiência de Carnot de cerca de 30%.

3 Concentração molar de 12% CO<sub>2</sub>.

Tabela 1 – Comparação entre a Energia de Regeneração e o Mínimo Teórico

Solvente / Processo	Calor de regeneração (GJ/tCO <sub>2</sub> )	Trabalho Equivalente (GJ/tCO <sub>2</sub> )	Relação com Mínimo Teórico	Fonte
MEA	4,20	1,26	8,0	SVENDSEN et al., 2011
MEA	3,70	1,11	7,0	RAYNAL et al., 2011
Castor-2	3,20	0,96	6,1	CSLFORUM.ORG
RS-1	2,85	0,86	5,4	UREGINA.CA
Piperazina	2,60	0,78	4,9	ROCHELLE et al., 2011
KS-1	2,53	0,76	4,8	MHI, 2011
Cansolv	2,41	0,72	4,6	SHELL, 2011
DMX-1	2,30	0,69	4,4	RAYNAL et al., 2011
RS-2	2,07	0,62	3,9	UREGINA.CA
<i>Chilled Ammonia</i>	2,00	0,60	3,8	RAYNAL et al., 2011
4ª Geração	0,95	0,29	1,8	FERON, 2009

Fonte: ROCHEDO, 2011

Importante ressaltar que os valores utilizados para essa comparação foi o menor reportado nas fontes correspondentes. O processo convencional, com solução de 30%p/p de MEA, está no topo da lista com uma energia de regeneração cerca de sete a oito vezes maior que o mínimo teórico. O projeto Castor atualmente corresponde a seis vezes mais e tem como objetivo a redução da penalidade até 2,0 GJ/t, o que ainda equivaleria a cerca de quatro vezes o mínimo. Os solventes KS-1 e DC101 da Cansolv reportam bons resultados, na faixa de 4,7.

Dentre os mais avançados, o processo com piperazina tem menor rendimento aparente, enquanto o DMX-1 e o Chilled Ammonia se destacam por redução significativa na energia de regeneração. O último processo, denominado de solvente de 4ª geração, é processo conceitual, definido por Feron (2009). Com energia requerida de cerca de duas vezes o mínimo, os processos conceituais envolveriam não só menor energia de reação, como redução na capacidade calorífica, na entalpia de vaporização, na razão de refluxo da coluna regeneradora e também se utilizariam de todas as inovações referentes aos ganhos de eficiência energética e de transferência de massa. Exemplos de processos de 4ª geração seriam os líquidos iônicos, soluções que formam bicarbonatos, como amônia e potássio, utilização de recheios inovadores ou contactores por membranas etc.

Uma das metodologias para analisar o avanço de determinada tecnologia é pelas curvas de aprendizagem. De forma simplificada, esse modelo promove a análise da evolução do sistema de forma acumulativa e gradativa. Ou seja, o custo tende a se reduzir continuamente e em função da atividade acumulada (por exemplo: capacidade instalada, produção acumulada).

Em diversos trabalhos publicados, a estimação realizada para a curva de aprendizagem da captura se baseia na analogia aos dados históricos relacionados ao FGD (IEA, 2006; RUBIN et al., 2007). A premissa desses trabalhos é que, de certa forma, a entrada da captura nas termoelétricas pode ser semelhante à entrada dos sistemas de dessulfurização, o FGD. Portanto, apesar de muito bem elaborados e discutidos, os valores das LR (*learning rate*) e PR (*progress rate*) utilizados por Rubin não dizem respeito à própria captura de carbono na pós-combustão. A proposta deste trabalho, para esta etapa, é que possamos determinar uma curva específica para a captura de CO<sub>2</sub> pela observação da evolução tecnológica, discutida neste capítulo.

No entanto, Rochedo (2011) e Rochedo e Szklo (2013) promovem uma análise diferenciada, em que foi possível determinar uma curva de aprendizagem específica para a captura de CO<sub>2</sub> pela observação da evolução tecnológica. A Figura 6 pode ser interpretada como uma curva de aprendizagem da energia de regeneração do processo de absorção química para separação do CO<sub>2</sub>. Os valores estão expressos em termos de equivalente elétrico, conforme já apresentado. Além disso, está visível o limite mínimo determinado pela termodinâmica de 0,158 GJ/t de CO<sub>2</sub>.

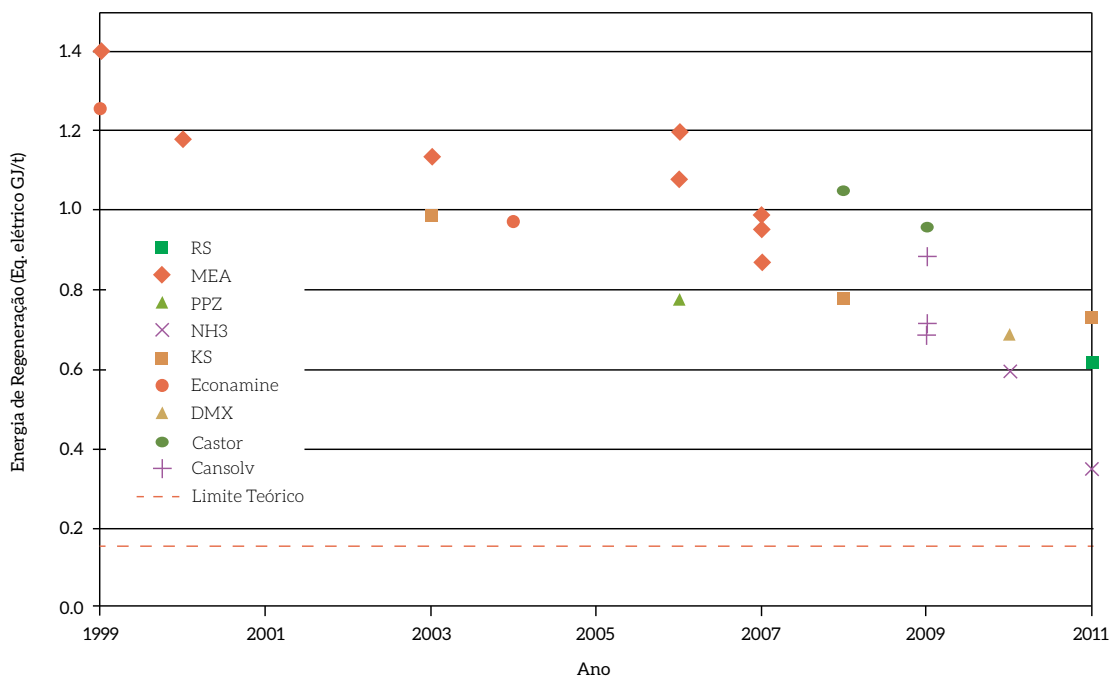


Figura 6 – Evolução da Energia de Regeneração da Absorção Química

Fonte: ROCHEDO, 2011

É possível perceber redução da energia de regeneração com a evolução temporal que não se manteve constante durante o período analisado. Nos anos iniciais, as reduções foram menores, assim como os números de estudos encontrados com dados bem estabelecidos. Nos últimos anos, a curva apresentou declividade maior, chegando mais próximo do limite teórico e reduzindo em quase 50% a penalidade energética inicial. Também se pode notar maior variação de solventes e processos nos últimos anos, o que deve continuar a ser observado nos próximos anos.

O foco principal do desenvolvimento atual da pós-combustão está na redução da penalidade energética e na redução do custo do processo. Foram identificadas duas estratégias para reduzir a penalidade energética a partir da absorção química: melhorando as características do solvente ou melhorando o próprio processo de captura.

A melhoria do processo de captura pode ser alcançada pela implantação de tecnologias diferentes da utilizada convencionalmente (MEA 30% p.) ou por modificações estruturais no processo que contribuam para aumentar sua eficiência energética. Por esse motivo, os principais resultados de pesquisas sobre inovações na área de captura via absorção química devem ser divididos nessas duas categorias.

Por fim, vale destacar que, apesar de o processo de absorção química ser amplamente considerado para ser aplicado em exaustos, isso não o torna exclusivo da rota de pós-combustão. De forma geral, esse processo pode ser empregado em qualquer corrente gasosa com baixa pressão parcial de  $\text{CO}_2$  e baixa contaminação de gases ácidos.

## ABSORÇÃO FÍSICA

A absorção física tem sido utilizada há mais de 60 anos, principalmente nas indústrias de petróleo, gás natural e na indústria química para remoção de gases ácidos como  $\text{H}_2\text{S}$  e  $\text{CO}_2$  e na produção de  $\text{H}_2$ . Quando os gases ácidos apresentam uma fração significativa na corrente de gás a ser tratado, os custos de removê-los usando solventes químicos, que são regenerados por calor, aumentam consideravelmente.

Essa característica foi o ímpeto para o desenvolvimento de processos que usam solventes orgânicos não reativos, que dissolvem o soluto fisicamente e são regenerados não pelo aporte de calor, mas pela mera redução de pressão (KOHL; NIELSEN, 1997). Os primeiros esforços foram realizados com água como solvente, mas a solubilidade de  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{S}$  em água é baixa demais para que o processo possa ser aplicável comercialmente.

O primeiro solvente físico orgânico utilizado foi metanol (MOKHATAB, 2006), empregado na produção de gás de síntese, em que é necessária a remoção de  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{S}$  até níveis muito baixos. Esse processo foi desenvolvido pelas empresas Linde e Lurgi e chamado de processo Rectisol. O processo ocorre a temperaturas muito baixas e é relativamente complexo quando comparado com outros processos. Assim, foi perdendo importância (KOHL; NIELSEN, 1997).

O processo da absorção física é relativamente parecido com a absorção química em muitos aspectos, por exemplo, tratar-se da separação de um componente usando-se um solvente líquido. Diferentemente da absorção química, na absorção física, o componente gasoso se dissolve no solvente sem que uma reação química ocorra. Portanto, as ligações entre solvente e soluto são relativamente fracas, e tanto o solvente quanto o soluto podem ser regenerados mais facilmente que na absorção química. Existem também solventes em que ocorrem os dois tipos de absorção. Estes são chamados de solventes híbridos.

Agentes da absorção física incluem ampla faixa de substâncias químicas: amidas, cetonas, acetatos, ésteres, álcoois e éteres. Todas essas substâncias são compostos orgânicos polares. A operação em temperaturas baixas (abaixo de 0°C e de preferência abaixo de -30°C) se realiza com solventes com baixo ponto de ebulição, como o metanol. Outros solventes operam à temperatura ambiente, como carbonato de propileno, pirrolidona de metilo (NMP) ou éteres de poliglicóis (especialmente dimetoxi tetraetileno glicol), N-formil morfolina (KOHL; NIELSEN, 1997).

Mesmo que muitas substâncias orgânicas pareçam aptas para aplicações de adoçamento de gás, o número é limitado por critérios que precisam ser cumpridos para a aplicação econômica em plantas industriais. Os solventes devem apresentar:

- Capacidade de absorção consideravelmente maior para gases ácidos do que para água;
- Baixa capacidade de absorção para os componentes principais do gás que está sendo purificado (no caso de termelétricas, H<sub>2</sub>);
- Baixa viscosidade para permitir alta taxa de transferência de moléculas do gás para o solvente;
- Baixa pressão de vapor a temperatura ambiente para evitar perdas de solvente por evaporação;
- Baixa corrosividade em metais comuns;
- Baixa reatividade com componentes da corrente de gás;
- Disponibilidade comercial a custo razoável.

Foram comercializados dois processos de absorção física com base em metanol: o processo Rectisol e o processo Ifpexol. O processo Rectisol, desenvolvido e licenciado pelas empresas Linde e Lurgi no final dos anos 1950, foi o primeiro processo de absorção física utilizado comercialmente (KOHL; NIELSEN, 1997). O processo Ifpexol foi desenvolvido nos anos 1990 pelo Institut Français du Pétrole (IFP) e é comercializado pela empresa Prosernat (PROSERNAT, 2010).

Atualmente, o processo Ifpexol somente é utilizado em plantas de tratamento de gás natural. E o processo Rectisol foi utilizado inicialmente para promover remoção de CO<sub>2</sub> no tratamento de gás de síntese. Plantas Rectisol operam comercialmente no mundo inteiro para purificação de gás de síntese em plantas de produção de amônia, metanol e CO. A Linde mantém mais de 50 plantas em operação, a maioria atualmente na China (KERESTECIO LU; HABERLE, 2008).

Dimetil éter polietilenoglicol (DMEPEG) é um solvente físico desenvolvido e patenteado no final dos anos 1960 pela Allied Chemical Corporation sob o nome Selexol. Em 2010, o DMEPEG foi comercializado como processo Selexol pela Dow Chemicals e UOP, como processo Genosorb pela Clariant e Uhde e como processo AGR pela Coastal Energy. As perspectivas atuais para futuras instalações de IGCC com captura indicam que o processo Selexol se apresenta como a opção mais eficiente e econômica (NETL, 2002).

Existem diversas formas de configurar o sistema para promover a captura do CO<sub>2</sub>, embora, no caso da captura de CO<sub>2</sub>, se deseje obter o CO<sub>2</sub> sem enxofre. A configuração mais comum para isso é baseada na adição de um novo trem, contendo um novo par de colunas (uma de absorção e outra de regeneração), formando o processo em dois estágios.

Entretanto, nos últimos anos, a UOP apresentou uma série de avanços no processo, formando um processo específico para o  $\text{CO}_2$  em que a regeneração do solvente ocorre por uma série de *flashes* estagiados, com redução gradativa da pressão (UOP, 2000). Mais recentemente, a UOP elaborou o projeto de uma unidade Selexol Ready, isto é, uma unidade de remoção de  $\text{H}_2\text{S}$  em que é possível inserir o processo de remoção de  $\text{CO}_2$  no futuro com pré-investimentos mínimos (UOP, 2009).

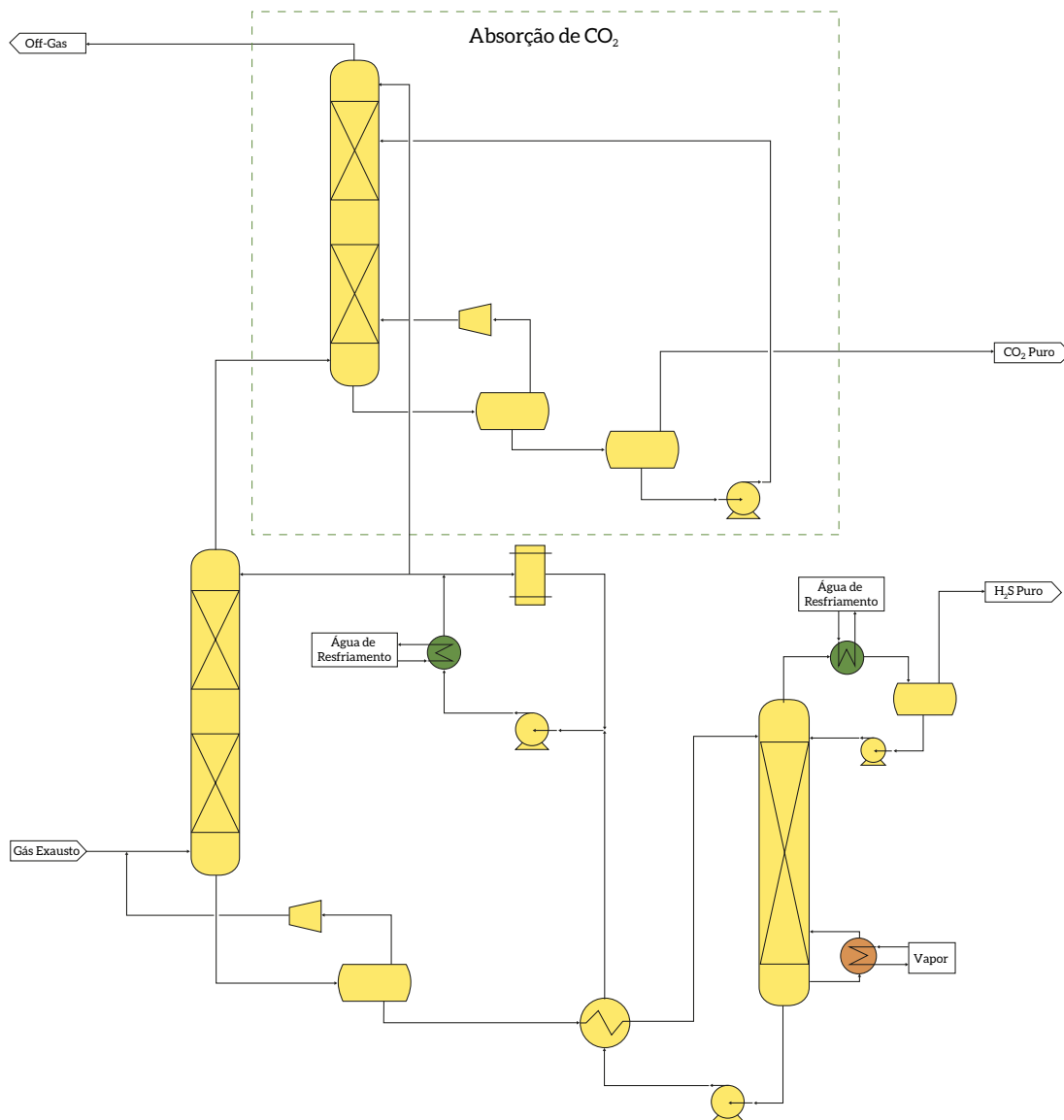


Figura 7 - Evolução da Energia de Regeneração da Absorção Química

Fonte: ROCHEDO, 2011

A Figura 7 apresenta o fluxograma de processo concebido pela UOP e a Figura 8 mostra uma unidade Selexol em uma planta IGCC em que esse conceito já foi instalado.<sup>4</sup>

4 Não foi possível determinar a planta e o local em que essa planta foi instalada.

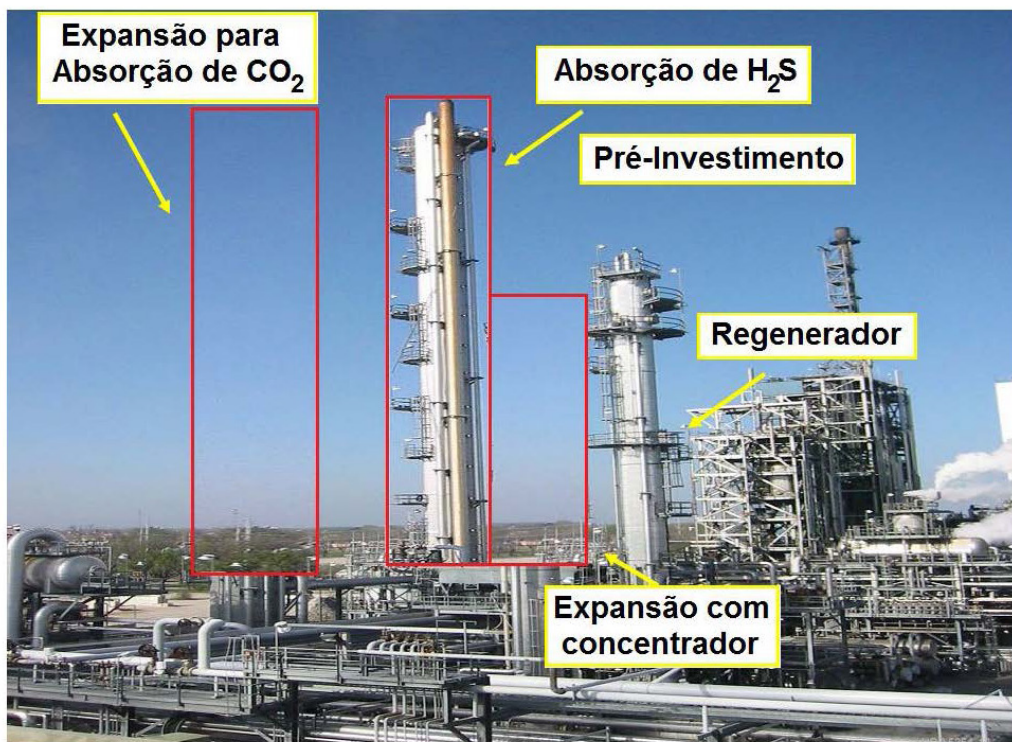


Figura 8 – Exemplo de Planta Selexol Ready

Fonte: ROCHEDO, 2011

Pode-se verificar na fotografia, em destaque, a previsão de espaço para a coluna de absorção de  $\text{CO}_2$ . Além disso, está previsto espaço para os vasos de regeneração (não indicados) e do concentrador, novo conceito apresentado pela UOP para aumentar a eficiência do processo (UOP, 2009).

Existem diversos processos que se baseiam na combinação de solventes físicos e solventes químicos de forma a aproveitar as vantagens de cada solvente, como a capacidade do solvente físico de remover grandes quantidades de compostos ácidos e a capacidade dos solventes químicos de atingir alta pureza. Entre os existentes, o processo Sulfinol se destaca por sua ampla aplicação em plantas industriais de gás natural.

O processo Sulfinol foi desenvolvido pela Shell especialmente para o tratamento de grandes quantidades de gás a pressões elevadas. O solvente é composto de Sulfolane, DIPA ou MDEA e água. No processo Sulfinol, a carga de soluto é maior e a energia para a regeneração do solvente é menor do que ocorre com os solventes químicos, como a própria MDEA. Amplas faixas de pressões e temperaturas podem ser consideradas. Atualmente, existem mais de 200 plantas Sulfinol em operação, com capacidade de até  $1.300.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$  (JACOBS, 2010).

O processo GenosorbN está sendo pesquisado por um grupo de pesquisadores da Universidade Técnica de Dresden (OHLE, 2009) e se baseia em um solvente à base de poli(metil diglicol)amina. O comportamento desse solvente é atualmente analisado em instalações de laboratório. Além desse solvente, existem pesquisas na aplicação de um solvente que mistura carbonato de propileno e trietanolamina (0% a 10 % p/p) (ZARETSKII et al., 2008).



## MEMBRANA

Membranas são estruturas que separam dois meios e atuam como barreiras seletivas em que determinadas moléculas são capazes de atravessar de um lado para o outro. Na separação de gases, a tecnologia de membranas se baseia na interação química ou física dos gases com a membrana, o que permite que certos gases atravessem a membrana a velocidades maiores que outros.

O conceito da separação com membranas foi originalmente proposto no século XIX, porém as primeiras membranas foram desenvolvidas somente em 1961, e a primeira comercialização de membranas se realizou num sistema de recuperação de hidrogênio de Monsanto/Perma (SCHOLLES et al., 2008). O sucesso dos primeiros sistemas levou a inovações relevantes durante os anos 1980 e 1990 que melhoraram a eficiência e durabilidade de membranas e permitiram sua aplicação comercial.

As membranas já são aplicadas em diferentes setores industriais. Especialmente para processamento de gás natural, muitas patentes foram publicadas. Processos de separação por membranas têm sido utilizados nos mais diferentes setores da atividade industrial, abrangendo a indústria química, alimentícia, farmacêutica, médica e biotecnológica. A aplicação em larga escala em plantas termelétricas ainda não foi realizada por falta de competitividade econômica devido à larga escala e às condições de operação (CZYPEREK et al., 2010).

O desempenho de membranas se determina pela sua permeabilidade e seletividade. A permeabilidade se define pela capacidade de ser penetrada com certa força motriz e em certo tempo. A permeabilidade é geralmente indicada em barrer ou flux, e a seletividade, pela razão da permeabilidade dos componentes do gás em questão. A separação por membranas se realiza por diferentes mecanismos que exercem influência relevante na seletividade e permeabilidade. A Figura 9 apresenta os quatro mecanismos mais importantes envolvidos no processo de separação.

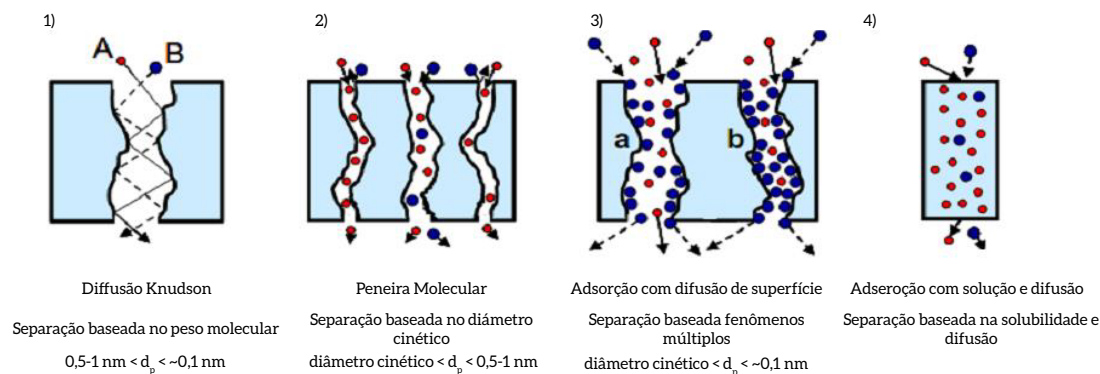


Figura 9 – Mecanismos de Separação em Membranas

Fonte: MARANO; CIFERINO, 2009

A permeabilidade de uma membrana é inversamente proporcional à área necessária para a separação. Logo, quanto mais alta a permeabilidade, menor o investimento. Porém, para a maioria das membranas, existe um *trade-off* entre a seletividade e a permeabilidade. Para compensar permeabilidades baixas, projetaram-se membranas em módulo espiral e fibras ocas para aumentar a área por volume e, portanto, o fluxo por volume (OLAJIRE, 2010).

Ainda, a permeabilidade diminui com o aumento da espessura da membrana. Isso cria um conflito com a necessidade de manter a resistência mecânica do equipamento. Para solucionar esse conflito, membranas são frequentemente apoiadas por camadas de suporte não seletivas (OLAJIRE, 2010).

Para realizar o fluxo de um gás através da membrana, é preciso uma força motriz que se apresenta, em geral, em forma de diferença de fugacidade, usualmente representada por pressão absoluta ou pressão parcial entre a corrente do permeado e da alimentação.

Essa é justamente a principal desvantagem da aplicação de membranas. A membrana exige a alimentação a elevada pressão e produz a baixa pressão. Como, normalmente, se considera a necessidade de uma corrente de  $\text{CO}_2$  para transporte e essa corrente purificada precisa estar com pressão por volta de 15 MPa, para realizar a necessária diferença de pressão, é preciso a aplicação de um compressor e/ou uma bomba de vácuo.

O maior obstáculo para a operação de membranas é a sua baixa seletividade. Zhao et al. (2009) concluíram que, com o atual estado da arte de membranas, a baixa fração molar do  $\text{CO}_2$  (14%) e a baixa pressão do gás de exaustão não permitem a separação por membranas em uma etapa só. Para atingir bons níveis de pureza do permeado (>95%) e alta taxa de recuperação de  $\text{CO}_2$ , propõem o uso de membranas em processos de vários estágios.

Membranas são industrialmente aplicadas em forma de folhas planas ou fibras ocas. No caso de fibras ocas, as fibras são juntadas num feixe tubular. Membranas em forma de folha são geralmente produzidas como módulos de folha espiralada, em que duas folhas de membrana são colocadas *back-to-back*, com um material no meio que garante manter o espaço mínimo necessário para manter o fluxo de gás. Esses modelos apresentam razões superfície/volume extremamente altas e trazem uma vantagem significativa considerando custo e *footprint* da instalação (SCHENDEL, 1984).

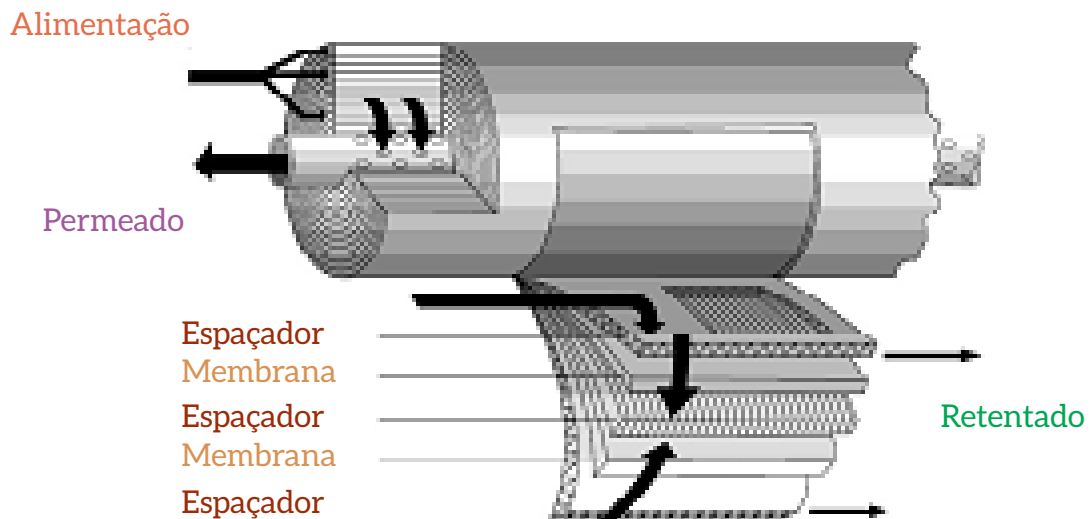


Figura 10 – Modelo de um Módulo de Membranas de Folha Espiralada

Fonte: MORETZ-SOHN; MONTEIRO, 2009

Isso faz com que o *footprint* dessas unidades seja significativamente menor que o de tecnologias convencionais de absorção. Pode-se verificar isso na Figura 11, na qual a unidade de membranas envolvida pelo retângulo amarelo substitui toda a unidade de absorção mostrada no restante da foto (MORETZ-SOHN; MONTEIRO, 2009).

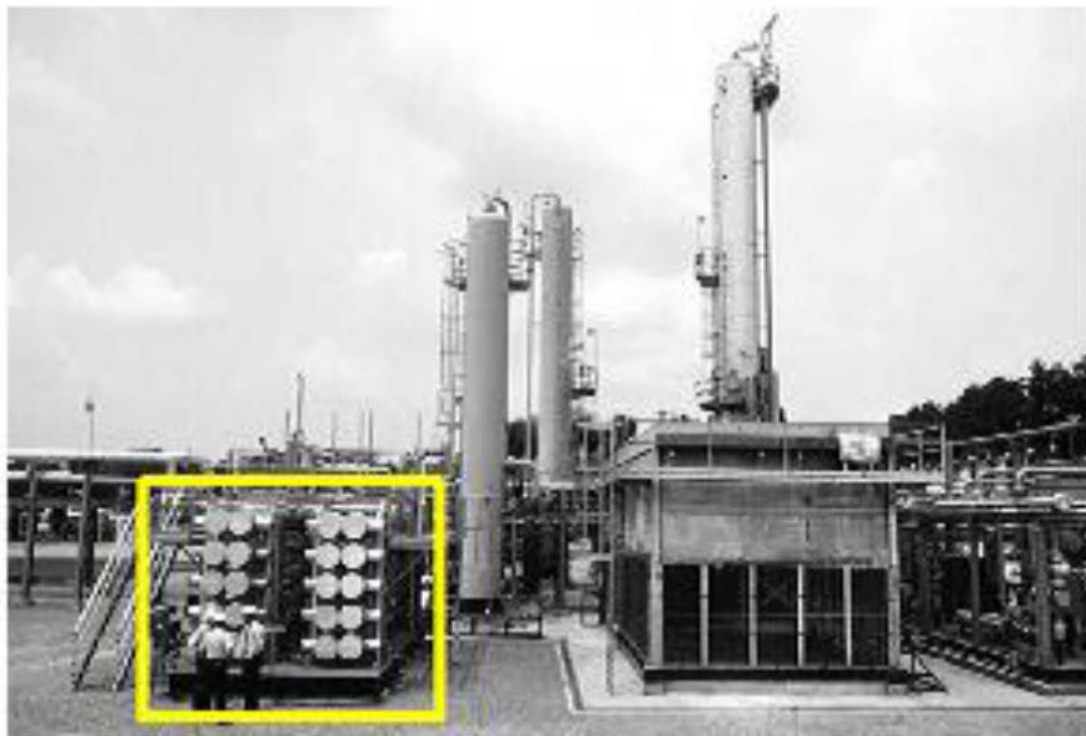


Figura 11 – Comparação de *Footprint* Requerido por Unidades de Membranas e Absorção de Aminas

Fonte: MORETZSOHN; MONTEIRO, 2009

Como membranas são instaladas de forma modular, não há relevantes economias de escala. Assim, sua aplicação pode ser mais interessante para o processamento de correntes pequenas. A aplicação de membranas para o processamento de grandes volumes é geralmente vista como não viável. Porém, para a purificação de gás natural, já foram instaladas membranas para o processamento de quase 1.000 t/d (FAVRE, 2007).

Há mais características relevantes além da permeabilidade e seletividade. Os materiais precisam ser termicamente e quimicamente estáveis e resistentes a plastificação e a efeitos de envelhecimento para garantir uma vida operacional duradora.

Membranas são fabricadas de diferentes materiais orgânicos e inorgânicos. Para processos de separação de CO<sub>2</sub>, consideram-se, em primeiro lugar, membranas orgânicas que se constituem de polímeros ou carbono. Membranas inorgânicas são fabricadas de diversos materiais, como cerâmicas (óxidos de metais, carbetos, nitretos, boretos e silicetos), zeólitos e diferentes metais.

A mistura de materiais poliméricos e inorgânicos pode elevar o desempenho de uma membrana. Assim, micro ou nanopartículas de material inorgânico são incorporadas numa matriz polimérica. Além de elevar a permeabilidade de uma membrana, o material inorgânico fornece melhoria na resistência térmica e mecânica. Membranas desse tipo alcançam seletividades por volta de 50, mas apresentam custo alto e sua produção em escala comercial é difícil (SCHOLETS et al., 2008).

Para otimizar a viabilidade técnica e econômica de processos de separação, a combinação de diferentes processos pode levar a relevantes avanços. Processos de separação de membranas e absorção química, por exemplo, podem ser combinados de diversas maneiras.

Existem estudos sobre a combinação simples dos processos de absorção e de membranas em que a separação ocorre em dois estágios. Assim, o processo se beneficia do fato de que o consumo de energia para a separação de CO<sub>2</sub> por membranas depende da concentração do CO<sub>2</sub> no gás (FAVRE, 2007). Para a separação de misturas com 10% de CO<sub>2</sub>, o consumo de energia de membranas é consideravelmente mais alto que o da absorção física.

No entanto, na separação de fluxos com concentrações a partir de 20%, a separação por membranas apresenta consumo menor. Num processo de dois estágios, a separação ocorre primeiro em uma etapa de absorção química em que é gerado um fluxo de CO<sub>2</sub> de concentração maior. A segunda etapa é realizada por membranas. Com essa divisão do processo de separação, ambos os processos podem operar em condições em que apresentam os melhores desempenhos.

Outra maneira de combinar os dois processos de separação é a aplicação de membranas porosas como plataforma de absorção e regeneração do processo de absorção química. Nesse esquema, a função principal da membrana é a separação do gás e do líquido (Figura 12). A membrana não apresenta seletividade para os diferentes gases, ou seja, os dois gases atravessam a membrana com a mesma facilidade. A seletividade é oferecida pelo líquido, tipicamente uma solução aquática de aminas (DEMONTIGNY et al., 2006). Uma vantagem dessa abordagem é que não existem restrições inerentes em relação às taxas de fluxos do gás ou do líquido.

No tocante à transferência de massa por volume de módulo, o desempenho pode ultrapassar o de colunas convencionais. A modularidade facilita a reposição ou expansão do sistema. De outro lado, economias de escala não se aplicam a esses sistemas modulares, diferentemente de colunas convencionais de absorção e regeneração (HERZOG et al., 2010).

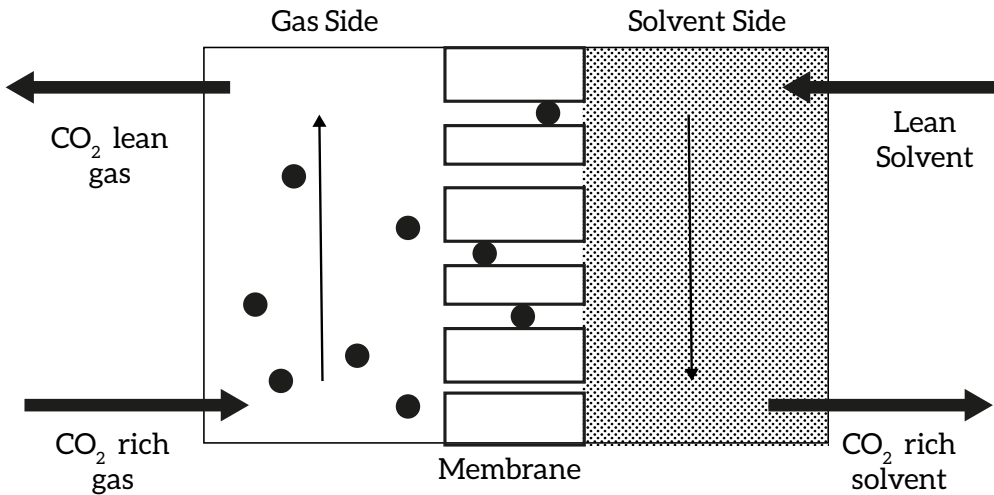


Figura 12 - Esquema de um Contactor de Membrana

Fonte: HERZOG et al., 2010

O *footprint* de unidades de separação de gás é geralmente alto. Contactores com membranas se encontram no foco de interesse para diminuir o espaço necessário das unidades de absorção. Quando comparado a unidades de contactores com membranas, unidades de membranas ocupam de quatro a seis vezes menos espaço (FAVRE, 2007).

A escolha do material da membrana, geralmente polimérico, interfere diretamente na eficiência do processo. O material polimérico deverá manter suas características de estabilidade no longo prazo para que o uso de contactores com membranas seja viável economicamente. Li e Chen apud Amaral (2009) listaram alguns problemas a serem levados em consideração para que as membranas apresentem o mesmo desempenho ao longo da operação. Problemas de incrustação e entupimento da membrana, por exemplo, devido a partículas suspensas no gás, problemas de estabilidade química, devido à corrosividade do solvente físico, e problemas de estabilidade térmica podem afetar consideravelmente o processo.

Os materiais mais promissores, analisados em escala de laboratório, mostram seletividades 100 e 200 (FAVRE, 2007; HUSSAIN; HÄGG, 2009; BRUNETTI et al., 2009). Como é necessário um diferencial de fugacidade ou pressão, o consumo de energia por esse processo é fator dominante na penalidade energética no processo de separação (ZHAO et al., 2009).

Favre (2007) analisou o consumo de energia de processos de separação por membranas. Definiu para seu estudo o objetivo de recuperar 80% do  $\text{CO}_2$  do gás de exaustão e obter uma corrente de  $\text{CO}_2$  de 80% de pureza. Para concentração de  $\text{CO}_2$  de 10% no gás de exaustão, uma seletividade de 120 seria necessária para atingir tais metas. O consumo de energia necessário seria de 8 MJ/kg.

Porém, quando é presumida uma concentração de  $\text{CO}_2$  de 20% no gás de exaustão, a meta indicada pode ser atingida com membranas que apresentam seletividades de 40. Se membranas de seletividade de 60 forem aplicadas, o consumo de energia se encontraria abaixo de 6 MJ/kg  $\text{CO}_2$ .

É importante mencionar que um aumento da seletividade tem somente um moderado efeito no consumo de energia, ou seja, avanços na seletividade de membranas não vão mudar de forma relevante a competitividade de membranas (FAVRE, 2007).

A rota pré-combustão no IGCC, em que a etapa de separação do CO<sub>2</sub> ocorre a pressões relativamente elevadas, apresenta grande potencial para a aplicação de outros processos de separação, como membranas e adsorção. Membranas e materiais adsorventes para purificação de hidrogênio já são amplamente estudados e já têm aplicação comercial (LINDE, 2011).

Um foco de pesquisa que permitiria grande avanço na pré-combustão é o desenvolvimento de reatores de membranas. O conceito baseia-se em construir um reator de Shift acoplado a uma membrana que, ao remover o hidrogênio ou o dióxido de carbono, promoveria não só a captura, mas também seria capaz de deslocar o equilíbrio de reação. Dessa forma, espera-se que o consumo de vapor para a reação de *shift* se reduza.

Pode-se citar como exemplo o desenvolvimento de um reator de membrana de cerâmica e carbonato. Constituída de uma fase inorgânica porosa e de uma de carbonato, a membrana é capaz de conduzir íons de rapidamente (NETL, 2011), promovendo a separação do CO<sub>2</sub> do restante do gás de síntese. Ao integrar essa membrana a um reator de Shift, é possível esperar grande redução da penalidade energética da pré-combustão. No entanto, a aplicação comercial de reatores de membrana não deverá ocorrer no curto a médio prazo.

Jansen (2008) estima que o custo da captura pelo uso de reatores de membrana possa ser reduzido em até 50%. Os principais objetivos apresentados por Jansen (2008) incluem o desenvolvimento de uma membrana com vida útil maior que três anos e custo médio de 1.500 euros por m<sup>2</sup>. No mesmo trabalho, também fica evidente a aplicação desse tipo de reator para o NGCC, em que a membrana seria acoplada a um reformador, convertendo o gás natural em hidrogênio para ser queimado na turbina a gás.

As membranas também podem ser empregadas na rota de oxicomcombustão ao produzir o oxigênio necessário para essa rota. Na década de 1980, a utilização de membranas seletivas surgiu como alternativa promissora em oposição ao processo criogênico e à adsorção (BURDYNY; STRUCHTRUP, 2010). Nessas membranas, o oxigênio é permeado mais facilmente, pois o tamanho de sua molécula é ligeiramente menor que a do nitrogênio.

A força motriz na separação por membranas é o diferencial de pressão, que, para a separação de ar, deve ser criada por um compressor ou por um sistema de vácuo a jusante. Caso se use um compressor, pode-se empregar uma turbina na saída da membrana para recuperar parcialmente a energia gasta na compressão. Em geral, a corrente rica em oxigênio é gerada por pressão atmosférica (BURDYNY; STRUCHTRUP, 2010).

Fluxo e seletividade são duas propriedades derivadas do material da membrana que determinam tanto a eficiência de separação quanto a economicidade do processo. O fluxo determina a área superficial da membrana e é função do diferencial de pressão dividido pela espessura da membrana. A seletividade é a razão da permeabilidade dos gases a serem separados (BURDYNY; STRUCHTRUP, 2010).

Sistemas com membranas poliméricas são limitados para a produção de uma corrente enriquecida de oxigênio de 25% a 50% molar. Membranas de transporte ativo ou facilitado são mecanismos potenciais para aumentar a pureza do oxigênio.

A principal vantagem de um sistema de membranas é a natureza simples e contínua do processo em condições de operação próximas às do ambiente. Normalmente, basta utilizar um ventilador de ar para suprir o diferencial de pressão necessário em todo o sistema. A água e o dióxido de carbono presentes no ar de entrada permanecem na corrente rica de oxigênio, pois têm permeabilidade alta para a maior parte dos materiais utilizados (BURDYN; STRUCHTRUP, 2010).

Assim como ocorre nos sistemas de adsorção, o custo de capital é diretamente relacionado à capacidade de produção. Ainda, não é possível realizar a coprodução de nitrogênio e/ou argônio. No entanto, como é um processo relativamente mais novo, existe potencial para o desenvolvimento de materiais que permitam aumentar a capacidade de produção de forma competitiva. Além disso, o sistema requer um tempo de partida bem reduzido, o que é vantajoso para determinadas aplicações.

Ultimamente, podem-se verificar esforços para o desenvolvimento de processos de separação baseados em membranas a altas temperaturas (HASHIM et al, 2011). Para isso, é preciso desenvolver um material estável, resistente e com boa seletividade para o oxigênio. Stadler et al. (2010) afirmam que o aumento da temperatura do ar pressurizado promove aumento significativo na eficiência do sistema de membranas, quando operados em conjunto com turbinas a gás.

Burdyn e Struchtrup (2010) apresentaram diversos sistemas híbridos para a geração de oxigênio que se baseiam na combinação do processo criogênico com a utilização de membranas. A premissa do trabalho é que, caso a concentração de oxigênio na entrada da planta criogênica fosse aumentada pela utilização de membranas (até cerca de 42%), o consumo energético total seria aproximadamente metade daquele da planta criogênica padrão. Equivalentemente, para uma concentração ainda maior na entrada, a redução no consumo poderia ser proporcionalmente maior.

Em outras palavras, o trabalho necessário resultante na união dos processos seria menor que o trabalho de uma unidade criogênica convencional equivalente. A proposta dessas novas configurações é gerar oxigênio de alta pureza para a oxidação. No entanto, a integração das tecnologias e especialmente a utilização de membranas ainda não foram comprovadas e podem apresentar dificuldades em larga escala. O estudo apresentou aumento de eficiência da planta em 0,9%, que poderia ser aumentado ainda mais com desenvolvimentos em membranas poliméricas. De fato, uma vantagem do sistema híbrido é a possibilidade de utilizar avanços tecnológicos provenientes de cada um dos processos considerados.

O processo de membranas de transporte iônico (ITM) utiliza materiais cerâmicos constituídos de óxidos inorgânicos que incluem materiais iônicos e condutores de elétrons que permitem a passagem do oxigênio pela estrutura cristalina do material a altas temperaturas, normalmente entre 800°C e 1.000°C (IEA; GHG, 2007; DOE, 2008).

As moléculas de oxigênio são convertidas em íons e transportadas pela membrana através de uma diferença de potencial elétrico ou de um diferencial de pressão parcial de oxigênio. Para produção em larga escala, o método preferencial deve ser a diferença de pressão, assim como para membranas convencionais. O material da membrana pode ser fabricado em placas lisas ou tubos (IEA; GHG, 2007).

Os íons de oxigênio atravessam a ITM em vazões relativamente altas, e o processo é capaz de produzir uma corrente praticamente pura em oxigênio. Em alguns casos, pode ser necessária a utilização de um gás de purga para remover o oxigênio permeado. Essa opção pode ser interessante para a geração de uma mistura direta com o oxidante. Por exemplo, pode-se utilizar gás natural para fazer a purga, que poderá ser utilizado para GTL ou queimado em uma turbina a gás (IEA; GHG, 2007).

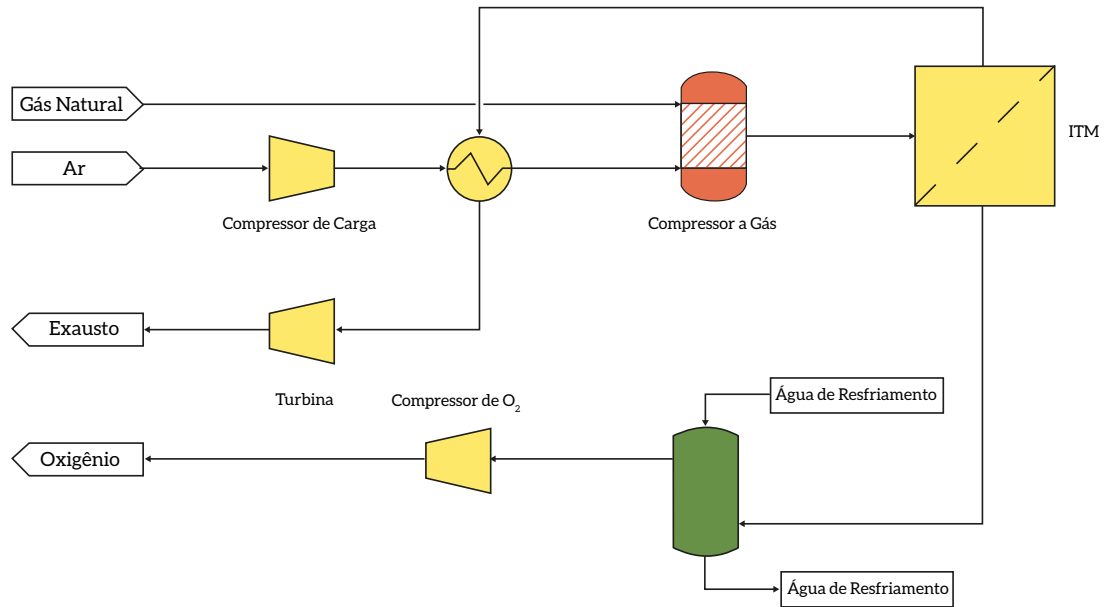


Figura 13 – Processo ITM para Geração de Oxigênio

Fonte: ROCHEDO, 2011

A Figura 13 mostra como seria o processo ITM para geração de oxigênio. Deve-se mencionar que, apesar de a figura apresentar um combustor a gás, existem outras possibilidades a serem consideradas. Por exemplo, é possível utilizar a energia do exausto ou até mesmo da própria caldeira para aquecer o ar antes da ITM. O compressor de O<sub>2</sub> também pode ser substituído por um ventilador, conforme a aplicação. O nitrogênio é utilizado para preaquecer a carga e gerar parte da energia gasta pela compressão em uma turbina.

Espera-se que o desenvolvimento do processo ITM seja capaz de reduzir o investimento fixo e o consumo parasítico da planta de oxigênio em relação ao processo convencional (NETL, 2009). Os ganhos esperados podem beneficiar a oxicombustão e o IGCC.

Como se pode perceber, a produção de oxigênio por ITM é uma tecnologia de ruptura que visa gerar um produto de alta qualidade a um baixo custo e permitiria melhorar a performance de uma planta termoelétrica.



## ADSORÇÃO

Os processos de adsorção são baseados na capacidade de determinados materiais de adsorver gases. As zeólitas apresentam campos elétricos não uniformes nas cavidades do material que adsorvem preferencialmente moléculas que se polarizam mais facilmente (SMITH; KLOSEK, 2001). Por esse motivo, na separação de ar, o nitrogênio é adsorvido de forma mais forte que o oxigênio e o argônio, gerando uma corrente mais rica em oxigênio conforme o ar passa pelo leito.

Como já apresentado, a adsorção tem aplicação comercial e, em geral, são utilizadas zeólitas. O modo de operação é pela alternância entre operação e regeneração dos vasos contendo o material adsorvente. O ar pressurizado entra no primeiro vaso, que vai sendo preenchido de moléculas de nitrogênio, enquanto a corrente rica em oxigênio sai pelo topo. Quando o leito estiver saturado, a entrada de ar é fechada para o primeiro vaso e aberta para o segundo vaso vazio.

A regeneração do leito pode ocorrer de diversas formas, e usualmente é o que determina o nome da tecnologia. Por exemplo, a regeneração da PSA (*pressure swing adsorption*) é feita pela redução da pressão do vaso. Na TSA (*temperature swing adsorption*), a regeneração ocorre ao aumentar a temperatura do leito. Seja qual for a forma escolhida, o princípio básico é alterar a capacidade do leito de adsorver o gás, de forma que a molécula fique livre. Normalmente, utiliza-se uma corrente de gás inerte (vapor, nitrogênio e, em alguns casos, hidrogênio) para promover o arraste das moléculas presas e liberar o leito para outro ciclo de operação.

Adsorventes baseados em carbonatos capturam  $\text{CO}_2$  por meio de reações que, na presença de vapor d'água, transformam carbonatos em bicarbonatos. Estão envolvidos nesse tipo de adsorção carbonatos de metais alcalinos e de amônia (LEE et al., 2008). Também há um adsorvente constituído por solução aquosa de carbonato de amônia. Porém, no caso da adsorção, o carbonato de amônia se encontra no estado sólido. Adsorventes baseados em carbonatos são viáveis para capturar em gases de exaustão com temperatura inferior a  $200^\circ\text{C}$ .

De forma geral, o método TSA necessita de muito tempo para regenerar o adsorvente (GRANDE; RODRIGUES, 2008), o que leva a baixa produtividade e a consumo elevado de adsorvente (MEREL et al., 2008). Pilarczyk et al. (1989) apud Merel et al. (2008) afirmam que, para uma pureza de 99%, o consumo energético da adsorção (PSA) varia entre 2,9 e  $10,6 \text{ MJ/kgCO}_2$  para captura entre 53% e 72%.

Uma das razões pelas quais a regeneração VSA é menos energointensiva que a regeneração PSA se sustenta no fato de que, no processo PSA, o aumento de pressão é aplicado aos gases de exaustão, que contém pequena concentração de  $\text{CO}_2$ , enquanto no processo VSA apenas o vaso do regenerador é evacuado (CHAFFEE et al., 2007).

Chaffee et al. (2007) pesquisaram o desempenho de aminas imobilizadas em suportes de sílica que regeneram via VSA associado à passagem do gás de purga e concluem que, para uma pureza de CO<sub>2</sub> de 95% e recuperação de 70% desse gás, o gasto energético encontra-se em torno de 0,2 MJ/kgCO<sub>2</sub>. A penalidade energética desse processo encontra-se em 20%.

Apesar de o método VSA ser menos energointensivo que o PSA, ele apresenta a desvantagem de exigir um consumo de energia significativo após a dessorção, dado que a pressão de dessorção do CO<sub>2</sub> é muito baixa e precisa ser significativamente elevada para o seu transporte (DRAGE et al., 2008). Testes da regeneração do CO<sub>2</sub> nas zeólitas 13X e 5A mostraram que o uso do gás de purga aumenta a produtividade volumétrica (14%), reduz o consumo específico de energia (15,5%) e reduz a pureza (4%) (MEREL et al., 2008).

Assim como foi mencionado para as membranas, a adsorção pode exercer papel importante na inovação da captura em pré-combustão do CO<sub>2</sub> de gás de síntese, como é o caso do IGCC. O URS Group e a Universidade de Illinois (NETL, 2011b) estão desenvolvendo um sistema que combina o reator de WGS com um adsorvente, da mesma forma que os reatores de membrana. O objetivo do estudo é produzir um adsorvente seco capaz de remover pelo menos 90% do CO<sub>2</sub> a temperaturas altas. As vantagens desse sistema seriam as mesmas de um reator de membranas.

Além disso, a adsorção apresenta grande potencial de ser aplicada à pré-combustão, mesmo se não for acoplada a reatores. Sistemas de PSA para purificação de hidrogênio atualmente já têm aplicação comercial, principalmente em refinarias. No entanto, os processos atuais ainda não são capazes de gerar uma corrente concentrada no *off-gas*, que contém o CO<sub>2</sub> adsorvido no leito. Dessa forma, os esforços atuais se baseiam em sistemas de adsorção que permitem gerar uma corrente pura de CO<sub>2</sub>.

Assim como membranas, a adsorção pode ser empregada para a geração do oxigênio necessário para a rota de oxicomustão. Além da destilação criogênica, a Linde oferece sistemas de adsorção para a produção de oxigênio, mas apenas para capacidades menores. Entre 1,75 e 17,50 tpd (50 a 500 Nm<sup>3</sup>/h) a empresa sugere módulos prontos de PSA (*pressure swing adsorption*). Para capacidades entre 14 a 210 tpd (400 a 6.000 Nm<sup>3</sup>/h), o processo recomendado são módulos de VPSA (*vacuum pressure swing adsorption*).

A Figura 14 mostra uma unidade de adsorção para produção de 1.300 Nm<sup>3</sup>/h de oxigênio na Suécia. O adsorvente utilizado pela Linde é uma zeólita com capacidade de adsorver nitrogênio, água e dióxido de carbono muito maior que o oxigênio, permitindo a passagem do gás pelo leito. O sistema pode atingir até 94% de pureza (LINDE, 2011b).



Figura 14 – Unidade VPSA para 1.300 Nm<sup>3</sup>/h de Oxigênio

Fonte: LINDE, 2011b

Pode-se perceber que a adsorção ainda não tem escala suficiente para tornar viável a produção do oxigênio necessário para uma planta termoeletrica com oxcombustão. Ainda mais, caso seja necessário um oxigênio ainda mais puro, a adsorção não garante a especificação.

A Air Liquide também fornece serviços de engenharia para unidades de separação de ar e, inclusive, já apresenta serviços de projeto de ASU especificamente feitos para oxcombustão. A capacidade sugerida se encontra na faixa entre 2.500 e 40.000 tpd (87 a 1.395 Nm<sup>3</sup>/h) de oxigênio (AIR LIQUIDE, 2011). A empresa afirma que, em parceria com a Babco&Wilcox, o projeto de uma oxcombustão supercrítica integrada garantiria eficiência em até 4 pontos percentuais acima de uma oxcombustão supercrítica padrão. A empresa espera, ainda, que até 2015 esse número aumente para 6 pontos percentuais (AIR LIQUIDE, 2009).

Variações no processo que afetam a eficiência de operação incluem: pré-tratamento do ar para remover água e CO<sub>2</sub>; múltiplos leitos, que permitem a recuperação de pressão na troca de leitos; operação a vácuo durante a regeneração etc. Devido à natureza cíclica do processo, o tamanho dos leitos é um fator limitante no custo do processo. Como a capacidade de produção está relacionada ao volume do leito, o custo de capital cresce de forma mais agressiva em relação à produtividade do que em plantas criogênicas (SMITH; KLOSEK, 2001). Isso explica o porquê da limitação da capacidade de produção de empresas como Linde e Air Liquide.

Peneiras moleculares de carbono (PMC) apresentam poros de tamanhos na mesma ordem de grandeza que as moléculas presentes no ar. Como a molécula de oxigênio é ligeiramente menor que a do nitrogênio, o oxigênio apresenta difusão maior pelo leito. Portanto, as PMC são seletivas para o oxigênio, enquanto as zeólitas são seletivas para o nitrogênio (SMITH; KLOSEK, 2001).

## DESTILAÇÃO CRIOGENICA

Atualmente, a separação criogênica do ar é a tecnologia que apresenta melhor eficiência e custo para a geração de grandes quantidades de gases atmosféricos, como oxigênio, nitrogênio e argônio (SMITH; KLOSEK, 2001; RUBIN et al., 2007; IEA; GHG, 2007; DARDE et al., 2009). Esse processo domina fortemente o mercado atual de produção de oxigênio e está dividido entre cinco grandes empresas: Air Products, Air Liquide, BOC Group, PLC, Linde e Praxair. A expectativa é de que provavelmente esse processo continue a exercer papel igualmente importante nos próximos anos (IEA; GHG, 2007).

O processo foi desenvolvido em meados de 1890, mas só atingiu escala comercial por volta de 1950, fortemente impulsionado pela aplicação em soldagem. Nas décadas seguintes, a produção de oxigênio cresceu rapidamente, estimulada por desenvolvimentos na indústria de aço. Nessa época, teve início a produção *on-site* de oxigênio, em oposição ao transporte em cilindros, o que abriu espaço para a criação de plantas customizadas. A partir da década de 1970, o mercado de gases expandiu para diversos setores, como o hospitalar e semicondutores, também devido ao aumento da demanda de argônio, cujo custo de produção foi reduzido por avanços no processo (IEA; GHG, 2007).

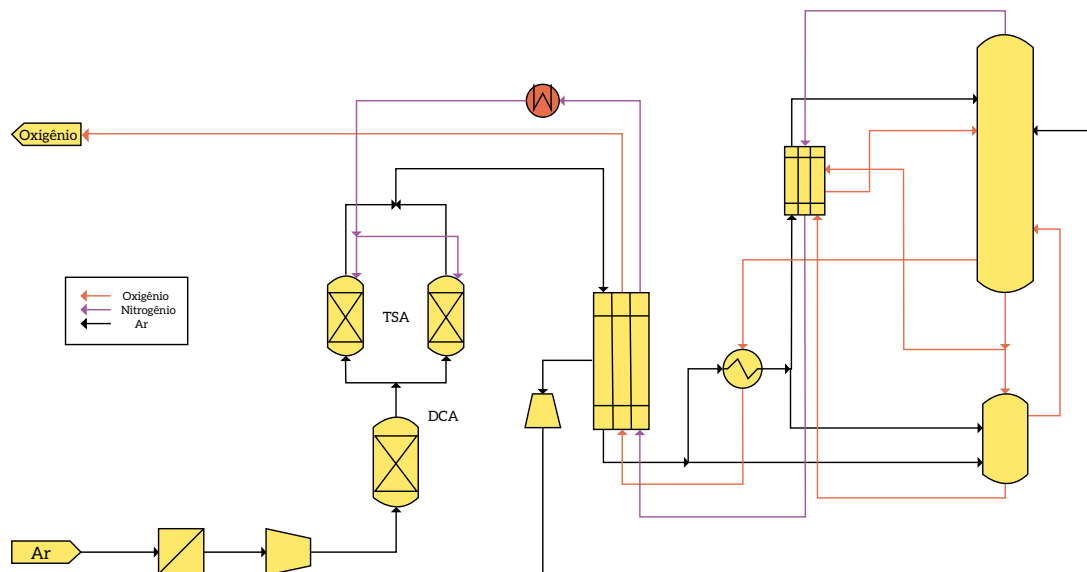


Figura 15 - Fluxograma de Processo de uma ASU Criogênica Convencional

Fonte: ROCHEDO, 2011

O fluxograma de processo de uma ASU criogênica convencional para a produção de oxigênio pode ser observado na Figura 15. O processo é iniciado pela passagem de ar ambiente por um conjunto de filtros, de forma a proteger o compressor de carga da unidade. No compressor, a pressão é elevada em até cerca de 550 kPa e o gás é encaminhado para a seção de resfriamento. O DCA (*direct contact after-cooler*) promove o resfriamento do ar por contato com água de resfriamento e, em seguida, com água gelada.

O gás resfriado passa por um sistema de desumidificação e pré-purificação que, normalmente, consiste em um sistema de TSA (*temperature swing adsorption*), com leitos de alumina. O sistema promove a remoção principalmente de água e dióxido de carbono, que poderiam causar congelamento e bloquear o fluxo de gás no trocador principal (RUBIN et al., 2007), e hidrocarbonetos em geral, que podem ser extremamente perigosos em correntes ricas em oxigênio.

A seguir, o gás entra na etapa principal do processo, que normalmente se encontra dentro de uma estrutura grande e com isolamento térmico, que comporta as colunas e os principais trocadores de calor. Essa construção é conhecida como *cold box*, e sua temperatura interna é mantida abaixo de -156°C pelo suporte de um sistema de refrigeração que compensa perdas de calor e infiltração de ar.

A corrente de ar que entra no *cold box* é encaminhada ao trocador principal. Parte da corrente de ar é resfriada e encaminhada a uma turbina, cujo controle da vazão de entrada é capaz de regular a quantidade de refrigeração gerada pelo *cold box*. O restante do ar é encaminhado à coluna inferior, embora parte da vazão seja desviada ao *oxygen boiler* antes de entrar na coluna.

O processo apresenta um sistema complexo de integração energética entre as correntes, efetuadas por um trocador secundário e pelo *oxygen boiler*. Mais detalhes sobre a descrição das correntes e suas funções dentro da integração energética estão disponíveis na literatura (SHREVE, 1980; RUBIN et al., 2007; KERRY, 2007) e não serão discutidos neste trabalho.

A corrente de topo da coluna principal é constituída de nitrogênio, que pode ser purificada e vendida como subproduto. Essa corrente é uma das mais frias do processo e é usualmente utilizada para resfriar as demais correntes dentro do *cold box* (RUBIN et al., 2007).

A coluna principal também produz um líquido de fundo rico em oxigênio. Apesar de ser possível comercializar essa corrente, para a oxicombustão (e para o IGCC), convém reaquecer a corrente no *reboiler*, levando o oxigênio para a fase gasosa que será utilizada na planta. O produto usualmente se encontra à temperatura próxima do ambiente e à pressão de 115 kPa ao deixar a ASU (RUBIN et al., 2007).

A planta de oxigênio consome quantidades significativas de eletricidade (KERRY, 2007; RUBIN et al., 2007), o que reduz o saldo de energia a ser disponibilizada pela termoelétrica. Os principais consumidores de eletricidade do processo são: compressor de carga, refrigeração suplementar do *cold box*, sistema de controle e sistemas auxiliares e, quando necessário, compressor de oxigênio. Como para a oxicombustão não é necessário utilizar um compressor de oxigênio, apenas os três primeiros itens são relevantes. A penalidade à usina termoelétrica ou a qualquer processo de queima baseado na oxicombustão<sup>5</sup> dependerá, portanto, da quantidade de oxigênio e da pureza necessária pela planta.

---

5 Por exemplo, oxicombustão em FCC de refinarias de petróleo.

A unidade de separação de ar é o coração da oxicomustão. Para exemplificar qual seria o consumo estimado de oxigênio em uma planta com oxicomustão, vamos utilizar como referência a ferramenta de simulação de processos de combustão IECM©. Segundo essa ferramenta, o consumo de oxigênio para uma planta subcrítica é de cerca de 772 kg/h por MW instalado. Para plantas supercríticas, esse número reduz para 729 e em plantas ultra supercríticas o valor se reduz ainda mais, para cerca de 629 kg/h por MW instalado. Ou seja, uma planta de 700 MW precisaria de uma ASU com capacidade de produção de oxigênio entre 11.200 e 16.700 toneladas por dia, dependendo das condições do ciclo a vapor.

Atualmente, a maior ASU do mundo pertence ao Projeto Pearl GTL, da Sheel, no Qatar (LINDE, 2009). A unidade terá capacidade de produção de 30.000 toneladas por dia de oxigênio, divididos em oito trens. A unidade foi projetada pela Linde. A Figura 16 mostra a construção da unidade, em 2009.



Figura 16 – Construção da ASU do Pearl GTL Project

Fonte: LINDE, 2009

A Linde oferece duas opções de unidades criogênicas. A primeira são unidades de separação de ar em “pacotes” prontos para produção de cerca de 450 tpd (13.000 Nm<sup>3</sup>/h) de oxigênio. Para capacidades maiores que 450 tpd de oxigênio, a Linde oferece plantas projetadas exclusivamente para o empreendimento em questão. A recomendação da fornecedora para esse último serviço é para capacidades entre 450 e 30.000 tpd (13.000 a 860.000 Nm<sup>3</sup>/h) de oxigênio (LINDE, 2011).

Apesar de estarem disponíveis no mercado por fornecedores experientes no setor, as unidades criogênicas ainda apresentam custo de investimento muito alto. Além disso, a penalidade energética da ASU ainda é muito grande, apesar dos esforços recentes para reduzi-la. Por fim, outras tecnologias vêm sendo desenvolvidas para contornar essas limitações.

Sobre investimento em uma ASU, os fornecedores conseguiram promover uma redução considerável desde a década de 1980 via redução de custo e do cronograma de construção. A solução encontrada foi a criação de módulos padronizados, o que diminuiu o custo de montagem e construção, acelerou o projeto e permitiu flexibilidade para construção de plantas customizadas (IEA; GHG, 2006). Além disso, a modularização das unidades permitiu que equipamentos fossem pré-fabricados em determinadas regiões do mundo, com menor custo para a fabricação, e encaminhadas para o local do empreendimento.

De forma a avaliar o desempenho das unidades criogênicas atuais, o consumo energético real será novamente comparado com a energia mínima de separação da oxidação, que inclui a energia mínima de separação do oxigênio. A partir desse número, determinado pela termodinâmica, será possível analisar o estado atual dos processos de separação de ar.

Assim como foi feito para a pós-combustão, Rochedo (2011) calculou a energia mínima de cada etapa associada à captura pela oxidação. A separação do ar para geração de uma corrente de oxigênio com 95% de pureza tem um limite de 48,3 kWh/t de CO<sub>2</sub>, ou 0,174 GJ/t.

Para a separação perfeita, o valor encontrado seria de 0,200 GJ/t, que, embora próximo, é superior ao da pós-combustão. Para todo o processo de oxidação, o valor encontrado é de 110,2 kWh/t (0,397 GJ/t). É possível, portanto, inferir uma importante relação: o limite tecnológico da oxidação é compatível com o da pós-combustão, mas apresenta leve desvantagem.

Em geral, as ASU disponíveis atualmente no mercado têm consumo médio entre 200 e 250 kWh/t de oxigênio produzido (IEA; GHG, 2006). A simulação na ferramenta IECM© apresenta valor típico de 210,4 kWh/t de O<sub>2</sub>, o que corresponde a um valor 4,3 vezes maior para a energia mínima de separação do ar.

Duas das principais fornecedoras de tecnologias de gases industriais, a Air Liquide e a Linde, afirmam que o valor típico para uma ASU é em torno de 220 kWh/t (AIR LIQUIDE, 2009). Com integração energética com usina termelétrica, para a oxidação, esse valor pode ser reduzido a 175 kWh/t. O objetivo das empresas é que, em 2015, o consumo seja reduzido para 160 kWh/t, sendo possível atingir 121 kWh/t em um sistema avançado (AIR LIQUIDE, 2009).

**Tabela 2 – Comparação do Consumo Elétrico de uma ASU Convencional com o Trabalho Mínimo Teórico**

ASU Criogênica	Consumo Elétrico (kWh/t)	Relação com Mínimo Teórico	Fonte
Convencional	234	4,8	DOE, 2008
Convencional	202	4,2	DOE, 2008
Convencional	210	4,4	IECM
Convencional	220	4,6	Air Liquide, 2009
Avançada (Oxy)	176	3,6	Air Liquide, 2009
Convencional	245	5,1	Linde, 2009
Avançada (Oxy)	175	3,6	Linde, 2009

Fonte: ROCHEDO, 2011

Os valores acima são descritos para oxigênio a 95% e a pressão ambiente. Como se pode perceber, as ASU convencionais atuam com um consumo energético entre quatro e cinco vezes o mínimo teórico. Em comparação ao processo convencional da pós-combustão (MEA 30% p), observa-se que a ASU leva ligeira vantagem. No entanto, novos solventes e novos processos derivados do processo convencional garantem à pós-combustão maior versatilidade. Os processos alternativos para separação de oxigênio serão discutidos adiante.

Atualmente, é possível notar grande esforço das empresas tanto em reduzir a penalidade da destilação criogênica quanto em aprimorar tecnologias que atualmente são utilizadas apenas para menores escalas, como membranas e PSA. Existe potencial para redução nesses novos processos, embora a expansão da capacidade ainda esteja relacionada a um custo muito alto.

A Linde afirma ser possível promover redução de até 25% do consumo energético do processo convencional ao adaptar a ASU especificamente para a oxicombustão (LINDE, 2009). A Air Liquide apresenta valores similares (AIR LIQUIDE, 2009).

Os principais pontos a serem abordados para promover tal redução são: utilização de recheios estruturados avançados; sistemas avançados de controle e simulação dinâmica; utilização de compressores de alta eficiência; trocadores de calor mais eficientes; configurações avançadas que permitam uma integração mais adequada da ASU com a planta.

A Linde participou da construção da primeira planta-piloto de oxicombustão a carvão em Vatenfall (Noruega) ao elaborar e construir a ASU, a unidade de purificação e a unidade de compressão do CO<sub>2</sub> (DNV, 2010).



A Air Liquide (2009) afirma que diversos avanços ainda são possíveis de serem atingidos no curto e médio prazo com a tecnologia criogênica, ao considerar a unidade especificamente para a oxicom-bustão. O gráfico da Figura 17 representa a expectativa da empresa quanto à evolução do consumo energético nos próximos anos. Pode-se verificar que, no curto prazo, a empresa afirma ser possível chegar a pelo menos 17% de redução do consumo energético. A partir da integração da ASU com o ciclo a vapor, seria possível expandir essa redução para até 24%.

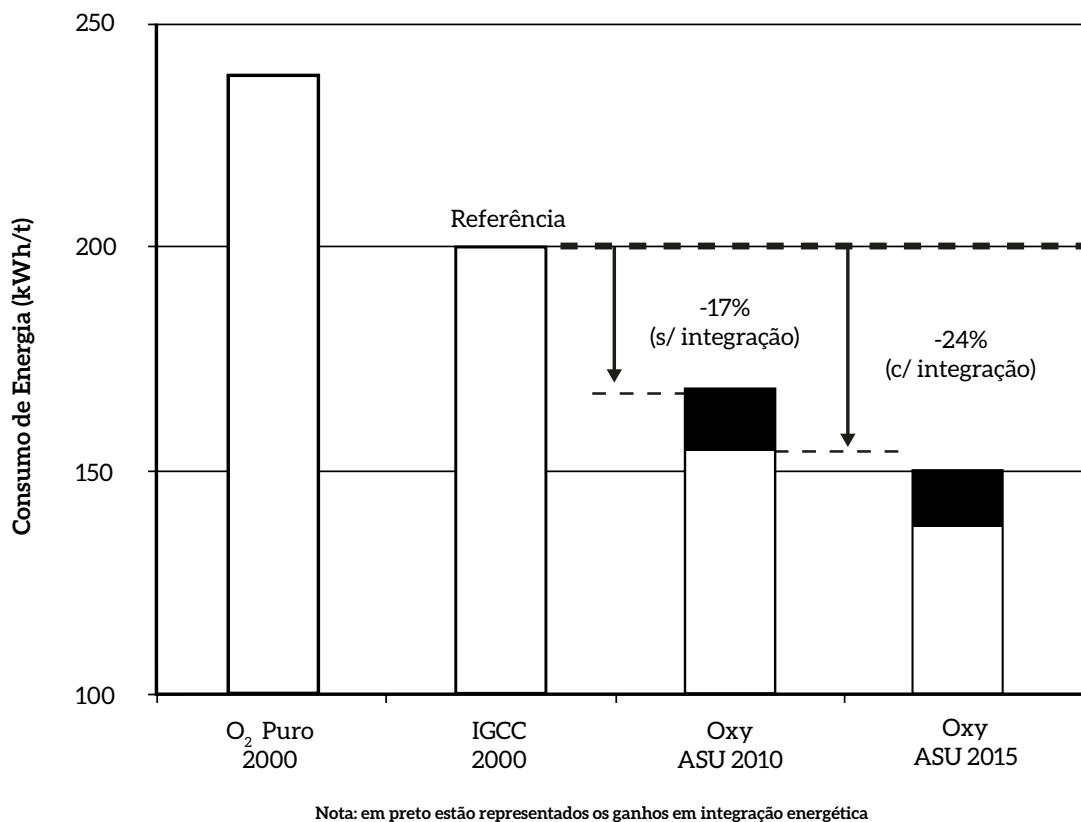


Figura 17 – Previsão de Redução do Consumo Segundo a Air Liquide

Fonte: ROCHEDO, 2011

### CHEMICAL LOOPING

De forma mais geral, o *Chemical Looping* (CL), ou *looping* químico, envolve uma sequência de reações em diferentes reatores (usualmente dois) cuja característica básica é a utilização de um agente circulante que funciona como carreador ou transportador, promovendo a transferência de um átomo (no futuro, possivelmente moléculas) de um reator para o outro. Ao ceder o átomo em um novo reator, o agente é regenerado, retornando ao primeiro reator com sua estrutura química original. Dessa forma, o balanço material do agente circulante é garantido. Outra característica da circulação desses compostos é a integração energética dos reatores, feita por meio dos próprios sólidos. Na concepção atual, o agente de transporte é um sólido, usualmente um óxido ou um metal, que se move entre dois ou mais leitos fluidizados. Nesses casos, a transferência do átomo de interesse ocorre via reações de redução e oxidação.

Apesar de ainda estar em estágios iniciais de desenvolvimento, essa rota foi desenvolvida inicialmente na década de 1950 pela Standard Oil (NORDENKAMPF, 2009) e foi reconsiderada recentemente como forma alternativa e promissora de converter combustíveis fósseis com a coprodução de uma corrente rica em  $\text{CO}_2$  e cuja aplicação pode ser das mais diversas finalidades, conforme mencionado previamente. Por sinal, é justamente a finalidade do uso do CL que determina o nome completo usual na literatura científica.

Por exemplo, talvez o sistema mais comum seja conhecido como *chemical looping combustion* (CLC). Conceitualmente, contudo, o termo “combustão” no nome da tecnologia está empregado erroneamente, pois não se refere de fato à reação química de oxidação completa de um composto, que não ocorre em nenhum dos reatores, mas ao fato de que o processo produz os mesmos produtos reacionais (em geral,  $\text{CO}_2$  e água). Esse processo é capaz de produzir os mesmos compostos, porém opera por meio de um mecanismo reacional diferente.

Nesse processo, existem apenas dois leitos, um redutor e um oxidante, também chamados de reator de ar e reator de combustível. O agente circulante transfere átomos de oxigênio de um leito para o outro de forma que os esforços de pesquisa nessa rota focam em materiais denominados carreadores de oxigênio (NORDENKAMPF, 2009, ADANEZ et al., 2012).

Esses materiais transferem o oxigênio de duas formas: a mais comum envolve a variação entre dois níveis de oxidação do óxido, ou seja, óxidos com mais ou menos oxigênio por metal, trocando outros átomos e íons, como sulfetos ou enxofre. Geralmente, esse último mecanismo envolve a adição de mais um reator. A Figura 18 apresenta um diagrama geral do processo de CLC em dois estágios.

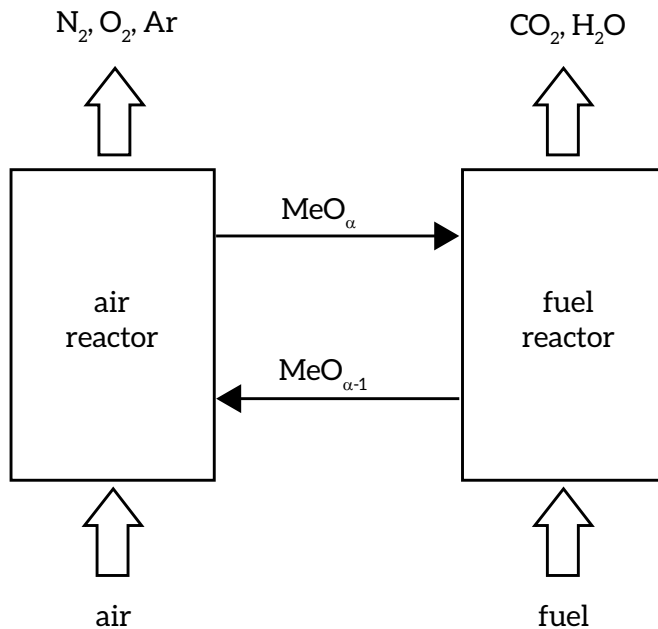


Figura 18 – Diagrama Conceitual de um CLC

Fonte: NORDENKAMPF, 2009

A Ohio State University mantém um laboratório dedicado à pesquisa de CL, inclusive com unidades-piloto. Para o processo de CLC, utiliza-se carvão como combustível e, como carreador de oxigênio, utilizam-se óxidos de ferro, especificamente o  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  como agente oxidante (fornece oxigênio) e uma mistura de  $\text{Fe}/\text{FeO}$  como agente redutor (remove oxigênio do ar). A Figura 19 apresenta duas informações: na esquerda, a planta-piloto de CLC de dois estágios de  $25\text{kW}_{\text{th}}$ ; na direita, o projeto proposto desse equipamento para uma unidade conceitual de  $1\text{MW}_{\text{th}}$ .

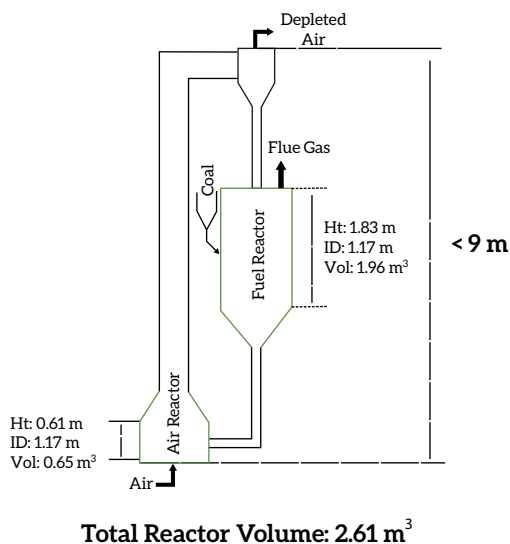


Figura 19 – Unidade-piloto de CLC na Ohio State

Fonte: OHIO STATE, 2014; FAN, 2014

Outro destaque no campo de CL é a Alstom, que dispõe de tecnologia própria de configuração de reatores e tem diversas plantas-piloto com objetivos diferentes. Sua maior planta é de  $1\text{MW}_{\text{th}}$  e fica localizada em Darmstadt, na Alemanha. A Alstom já tem planos para construção de unidades-piloto de maiores capacidades, de 10 a 50 MW. A expectativa da empresa, que já desenvolveu projetos conceituais de unidade de até  $400\text{MW}_{\text{th}}$ , é entrar no mercado no horizonte de 2025 (ALSTOM, 2012) com custos de capital 20% menores que térmicas de mesma capacidade.

Outra aplicação do CL que também tem despertado grande interesse ultimamente diz respeito à geração de hidrogênio, seja diretamente pelo CL ou pela combinação de processos, como o da gasificação. Quando o combustível é gás natural, normalmente, o processo é denominado *chemical looping reforming*. Quando é carvão, trata-se de *chemical looping gasification*. Por fim, existem alguns processos de CL que visam à produção de hidrogênio a partir da água, que, nesse caso, age como fornecedor de oxigênio para o carreador.

Da mesma forma que a CLC, a geração de hidrogênio por CL também apresenta a vantagem de, quando usados combustíveis fósseis, promover a geração de um gás rico em  $\text{CO}_2$ . A Figura 20 mostra quatro possíveis configurações baseadas em CL para a geração de hidrogênio.

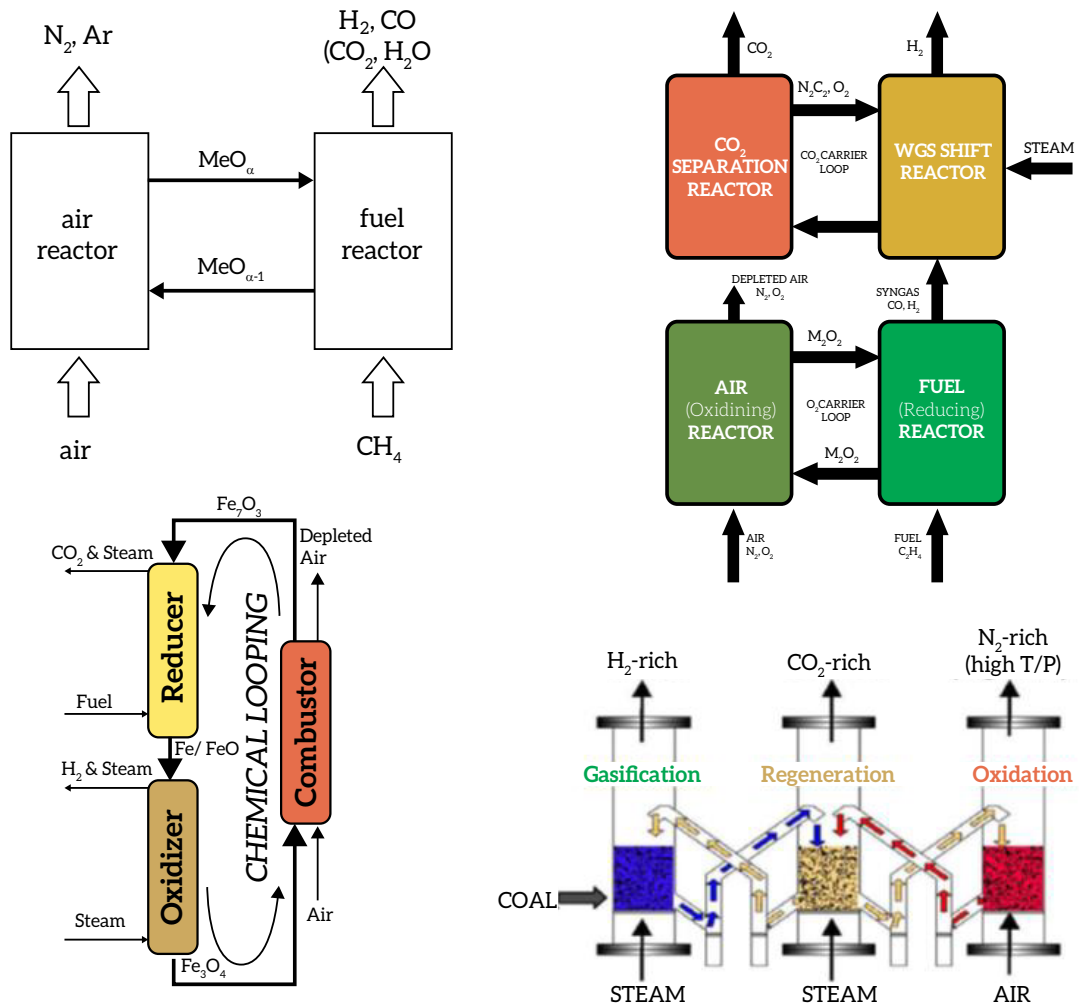


Figura 20 – Configurações de Geração de Hidrogênio por CL

Fonte: NETL, 2008b; NORDENKAMPF, 2009; ALSTOM, 2012

Ademais, como será visto no capítulo 6, avalia-se também uma opção de CL para fornos de calcinação para produção de clínquer, com o carregador de oxigênio sendo o  $\text{CaO}$ .

Por fim, apesar do estágio inicial de desenvolvimento dessa tecnologia, existe certo otimismo relacionado à possível redução de custo que o CL pode trazer à captura de carbono. Fan (2014) promove a estimativa de custo segundo a Tabela 3. Nela, é possível verificar que, enquanto a eletricidade na planta com captura por pós-combustão teria custo adicional de 71% ao custo da planta base, a captura de 97% do CO<sub>2</sub> por CLC teria custo adicional de apenas 33%. Além disso, a penalidade energética do CLC seria menor (FAN, 2014). Contudo, vale destacar que esses números representam estimativas de custo de plantas iniciais e podem não representar o custo real uma vez disponibilizados no mercado. Ademais, a opção de CLC não se encontra comercialmente disponível em larga escala.

**Tabela 3 – Estimativas da Captura por CLC**

Tecnologia		PC	PC-MEA	CLC
Captura		Não	Sim	Sim
Consumo carvão	kg/h	185.759	256.652	207.072
Potência líquida	MW	550	550	548
Eficiência na captura	%	0,0%	90,0%	97,0%
Emissões CO <sub>2</sub>	kg/MWh	802	111	28
Rejeitos sólidos	kg/MWh	33	45	43
Eficiência	% (PCS)	39,3%	28,5%	35,2%
Penalidade energético	%	0,0%	27,6%	10,6%
Investimento	US\$/MWh	31,7	59,6	44,2
O&M fixo	US\$/MWh	8,0	13,0	9,6
O&M variável	US\$/MWh	14,2	19,6	15,9
Carvão	US\$/MWh	5,0	8,7	8,7
Custo eletricidade	US\$/MWh	58,9	100,9	78,4
Custo adicional	%	0,0%	71,3%	33,1%

Fonte: LAN, 2014

## 1.2 TRANSPORTE DE CO<sub>2</sub>

Transporte de CO<sub>2</sub> é a etapa intermediária entre captura e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub>. Trata-se de uma atividade que já é realizada pela indústria de petróleo e gás natural e pela indústria de alimentos. Os principais meios de transporte de CO<sub>2</sub> são (IPCC, 2005):

- Carrodutos (tubulações *onshore* e *offshore*);
- Rodovias;
- Navios.

Assim, o transporte de CO<sub>2</sub> pode ser realizado de quatro formas distintas: dutos, navios, caminhão e trem. Destas, a mais comum é o duto seguido do navio. Todas demandam CO<sub>2</sub> em diferentes condições, exigindo unidades de liquefação, para o caso do transporte em navios, ou compressão, para dutos. Ademais, para o navio, uma unidade de armazenamento temporário de CO<sub>2</sub> é necessária (ASPELUND; JORDAL, 2007). Por exemplo, a Figura 21 ilustra uma possível cadeia básica de CCS, onde o destino final do CO<sub>2</sub> se dá na recuperação avançada de petróleo.<sup>6</sup>

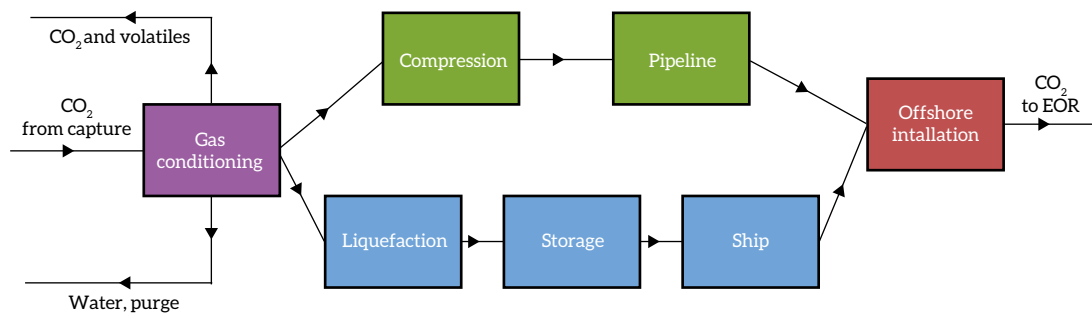


Figura 21 – Cadeia de Transporte de CO<sub>2</sub>

Fonte: ASPELUND; JORDAL, 2007

As condições de transporte do gás carbônico são similares, ainda que não idênticas, às de outros gases da indústria do petróleo, como GLP (gases liquefeitos de petróleo) e gás natural, o que torna possível estimar custos a partir de experiências com esses gases (SVENSSON et al., 2004; MCCOY; RUBIN, 2008; IPCC, 2005; SVENSSON et al., 2004b; BARRIO et al., 2004; BOCK et al., 2003).

Para otimizar esse transporte, é importante que o gás carbônico seja transportado da maneira mais pura possível (i.e., contendo baixos teores de N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S ou H<sub>2</sub>O) para que o volume de gás transportado seja menor e constituído principalmente de CO<sub>2</sub> (MCCOY, 2008). Já que a etapa de captura prevê a purificação do gás, o transporte aqui considerado engloba qualquer condicionamento adicional necessário ao gás (como compressão ou liquefação) para que seja realizado o transporte. De fato, o nível de pureza do CO<sub>2</sub> difere em função dos processos de captura existentes. Sistemas de captura na pós-combustão, utilizando aminas como solvente no processo de absorção química, resultam em um CO<sub>2</sub> quase puro, com pequena quantidade de vapor e traços de O<sub>2</sub>. O mesmo não se verifica nos demais processos de captura indicados neste estudo, em que pode haver a presença de outros compostos, como N<sub>2</sub>.

6 Como ainda será discutido neste relatório, a recuperação avançada de petróleo se traduz em apenas uma das opções de uso do CO<sub>2</sub> capturado.

Não obstante, mesmo quando o CCS se baseie em absorção química, o CO<sub>2</sub> capturado deve passar por um sistema de condicionamento que consiste basicamente em um esquema de separação baseado em vasos de *knock-out*. Tais vasos estão presentes tanto na arquitetura de compressão quanto no sistema e removem a água condensada após o resfriamento e a compressão da mistura. A água é removida com pressão de 20 a 40 bar e a uma temperatura próxima da temperatura de formação do hidrato (MONTEIRO, 2009). A desidratação é importante para evitar a formação de ácidos que podem corroer o material dos meios que transportam o CO<sub>2</sub>. A etapa após o sistema de condicionamento depende de como será transportado o CO<sub>2</sub>.

Experiências de transporte por ferrovias e rodovias são encontradas principalmente na indústria de bebidas e alimentos. Porém, as quantidades transportadas para esse fim são muito menores do que as quantidades associadas ao sequestro geológico de dióxido de carbono, sendo da ordem de grandeza de 100.000 toneladas de CO<sub>2</sub> por ano (SVENSSON et al., 2004).

Transporte por navios e tubulações *offshore* são as duas opções de transporte marítimo economicamente viáveis. Navios têm a vantagem de oferecer maior flexibilidade por se adaptarem com mais facilidade à capacidade e à rota de transporte, porém têm o inconveniente da possível dificuldade do tráfego portuário. Tubulações, por sua vez, são capazes de lidar com grandes quantidades de CO<sub>2</sub> com logística menos complexa devido ao fluxo uniforme. Uma questão importante, relacionada aos carbodutos, é a necessidade de criação de infraestrutura, o que implica maiores custos de capital (SVENSSON et al., 2004) e em desafios regulatórios (COSTA, 2014).

Quanto ao transporte *onshore*, podem ser consideradas basicamente as opções de dutos e rodovias. Como dito, a escolha pela melhor opção de transporte para cada projeto específico requer a análise, principalmente, da quantidade de CO<sub>2</sub> a ser transportada. Para grandes vazões características da indústria energética, o transporte por dutos ganha destaque.

### 1.2.1 CARBODUTOS

O transporte dutoviário de CO<sub>2</sub> é o modal mais utilizado pela indústria de petróleo. Cerca de 50 milhões de toneladas de gás carbônico são transportadas anualmente por cerca de 3.100 km de carbodutos no mundo, principalmente para recuperação avançada de petróleo (RAP)<sup>7</sup> (MCCOY, 2008).

Uma das pré-condições do transporte de CO<sub>2</sub> por dutos é a necessidade de aplicação de altas pressões a gás. Gases comprimidos apresentam maiores densidades, de maneira que se pode transportar uma massa consideravelmente maior de CO<sub>2</sub> comprimindo-se o mesmo volume (MCCOY, 2008). Outro ponto importante é a ausência de umidade, uma vez que ela pode causar corrosão das tubulações (IPCC, 2005). O CO<sub>2</sub> desidratado não provoca corrosão das tubulações. Assim, quando o gás contém alguma umidade, esta deve ser removida (IPCC, 2007; RODDY, 2011). Portanto, o máximo de H<sub>2</sub>O permitido nas tubulações é 600-700 ppm; a temperatura mínima é 5°C para tubulações *offshore* e temperatura ambiente para tubulações *onshore* (THOMAS; BENSON, 2005).

---

7 Em inglês *enhanced oil recovery* (EOR).

Assim, após ser condicionado, o CO<sub>2</sub> deverá ser comprimido. As unidades de compressão são normalmente compostas por três ou quatro compressores, em geral centrífugos, que compartilham de um mesmo eixo, são acionados por um motor elétrico e dimensionados para que tenham a mesma razão de compressão. Evidentemente, quanto mais próxima da compressão isentrópica, maior é a eficiência do compressor. Ademais, o aumento de temperatura resultante da compressão demanda trocadores de calor (*intercoolers* – IC) para resfriar o fluido a temperaturas adequadas.<sup>8</sup>

O CO<sub>2</sub>, quando transportado por dutos, deve estar em estado supercrítico, apresentando o aspecto de um gás, com a alta compressibilidade isotérmica e com a densidade de um líquido. Assim, sua densidade fica próxima à de um líquido e muito superior à de um gás a baixa pressão.<sup>9</sup> De fato, a região supercrítica do CO<sub>2</sub> estende-se de 73,7 bar até próximo de 10<sup>4</sup> bar, em que pode haver formação de sólido (MONTEIRO, 2009). A Figura 22 ilustra o diagrama de fases do CO<sub>2</sub> puro, onde pode ser observado o ponto triplo (PT), em que as três fases coexistem, e o ponto crítico (PC), final da linha de equilíbrio líquido-vapor.

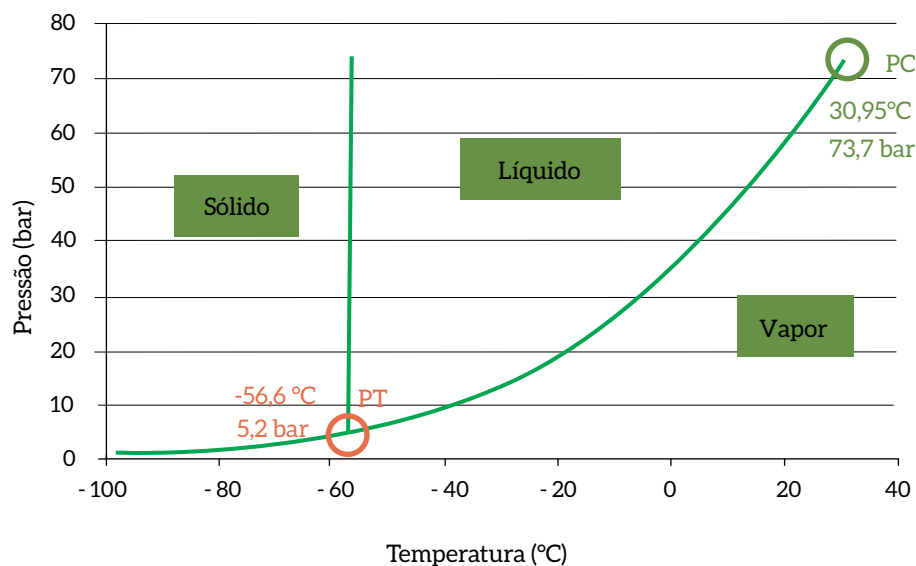


Figura 22 – Diagrama de Fases de CO<sub>2</sub> Puro

Fonte: MONTEIRO, 2009

A condição de criticalidade do fluido se traduz em um efeito positivo sobre a densidade do CO<sub>2</sub>, portanto, ou na possibilidade de transportar uma massa muito maior de fluido dentro de um mesmo volume de duto. Por exemplo, se o CO<sub>2</sub> puro a 40 bar for aquecido, sua densidade sofrerá queda brusca (908 para 115 kg/m<sup>3</sup>), mesmo à baixa temperatura. Isso não ocorre a 80 bar, na medida em que, quando o fluido se encontra em estado supercrítico, a densidade tem mais capacidade de ser conservada (maior do que 700 kg/m<sup>3</sup> a temperaturas de 25°C).<sup>10</sup>

8 Pode haver formação de alguns condensados nos *intercoolers*, o que demanda vasos de separação de líquidos *knock-out-drums* para recolhê-los (MONTEIRO, 2009).

9 Por exemplo, em torno de 1,3 kg/m<sup>3</sup> a 150°C e 1 bar para o gás, contra 633 kg/m<sup>3</sup> a 40°C e 100 bar para o fluido supercrítico (RAVAGNANI, 2007).

10 Foge ao escopo deste texto aprofundar esse tema, mas a condição supercrítica do CO<sub>2</sub> também resulta em impactos positivos sobre a sua viscosidade. Para mais detalhes, ver Nordbotten et al. (2005).



O limite de pressão a que o fluido deve ser comprimido (ou mesmo recomprimido em cada estação de recompressão no caroduto) depende da composição do fluido, ou seja, se é composto basicamente de CO<sub>2</sub> puro ou se é uma mistura em que há a presença de outros compostos, como CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O e N<sub>2</sub>, por exemplo. Não necessariamente todos os outros componentes do gás devem ser removidos (ASPELUND; JORDAL, 2007). A pressão de transporte, portanto, pode variar a partir do ponto crítico característico da mistura analisada. Em geral, a pressão fica entre 80 a 150 bar (ASPELUND; JORDAL, 2007). Usualmente, as simulações têm adotado o limite superior dessa faixa (FERON, 2009; RAYNAL et al., 2011). Considerando a pressão de 150 bar, Rochedo e Szklo (2013) obtiveram, para o CO<sub>2</sub> oriundo de um processo de captura por absorção química, a mínima energia necessária à compressão desse gás, igual a 61,9 kWh/tCO<sub>2</sub> (0,223 GJ/tCO<sub>2</sub>).

Após comprimido, o gás é transportado em um caroduto até o local de armazenamento. Como há perda de pressão ao longo da tubulação, dependendo da distância a ser percorrida, é necessária a utilização de estações de compressão intermediárias para repressurizar o CO<sub>2</sub>, como antes afirmado.

Na concepção e construção de carodutos (*onshore e offshore*) para o transporte de CO<sub>2</sub>, alguns parâmetros devem ser analisados, como: pressão de sucção (MPa), energia para compressão (kWh/t CO<sub>2</sub>), comprimento da tubulação (km), espessura da tubulação (mm), diâmetro da tubulação (cm) e queda de pressão ao longo da tubulação (MPa/km) (KOORNEEF et al., 2008; RODDY, 2011). Naturalmente, a queda de pressão também está associada a perda de carga que leva a uma solução de compromisso entre a pressão de operação e o dimensionamento da tubulação e das estações de compressão:

- Diâmetros reduzidos: perdas de carga elevadas e maiores custos de compressão (porém, menores custos fixos com duto);
- Diâmetros maiores: menores custos de compressão (menor necessidade de estações de compressão), mas maiores custos fixos com duto.

Sendo assim, há três principais custos envolvidos no transporte por carodutos: compressão inicial, tubulação e estações de recompressão.

O custo total de transporte do CO<sub>2</sub> vai depender de uma série de fatores, como distância percorrida, diâmetro e espessura da tubulação, vazão de CO<sub>2</sub>, tipologia do terreno. Esses fatores e os cálculos envolvidos na estimativa de custos do transporte por tubulação estão resumidos na Figura 23.

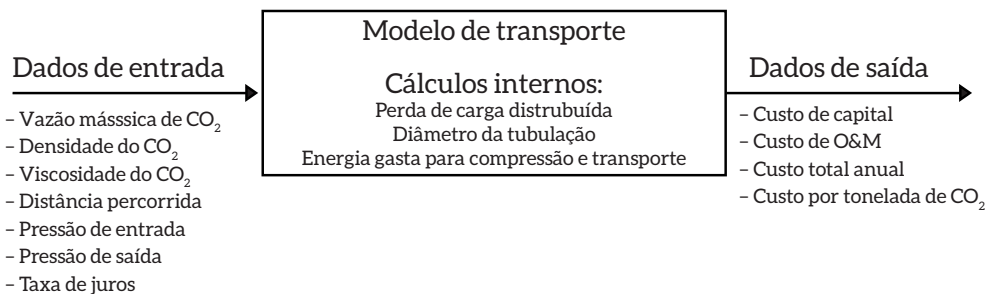


Figura 23 – Representação do Modelo de Transporte

Fonte: Elaboração própria a partir de BOCK et al., 2003

Em geral, considera-se que o transporte via dutos é economicamente viável para grandes quantidades e distâncias de até 1.000 km. Como exemplo, Koorneef et al. (2008) apresentaram um estudo com carbodutos *onshore* instalados na Holanda de 95 cm de diâmetro (cerca de 37"), espessura de 10 mm e 50 km de comprimento e, portanto, com capacidade para transportar cerca de 30 MtCO<sub>2</sub> por ano.

Em escala comercial, o transporte de CO<sub>2</sub> é feito utilizando gasodutos ou carbodutos (dutos *on e offshore*), navios ou combinações dos dois meios de transporte (IPCC, 2007; SVENSSON et al., 2004).

Um exemplo de transporte de CO<sub>2</sub> em escala comercial é a malha de dutos presente no território norte-americano. A injeção de CO<sub>2</sub> é realizada nos EUA há, aproximadamente, 40 anos, via atividades de RAP. Existem nos EUA cerca de 13.000 poços em que a injeção de CO<sub>2</sub> é permitida e, destes, cerca de 6.000 poços estão em operação. Além disso, existem milhares de quilômetros (cerca de 10.000 km) de tubulações instaladas para o transporte exclusivo de dióxido de carbono - carbodutos (MARSTON; MOORE, 2008).

O mapa apresentado na Figura 24 indica a disposição e localização de alguns dos carbodutos presentes no território norte-americano.

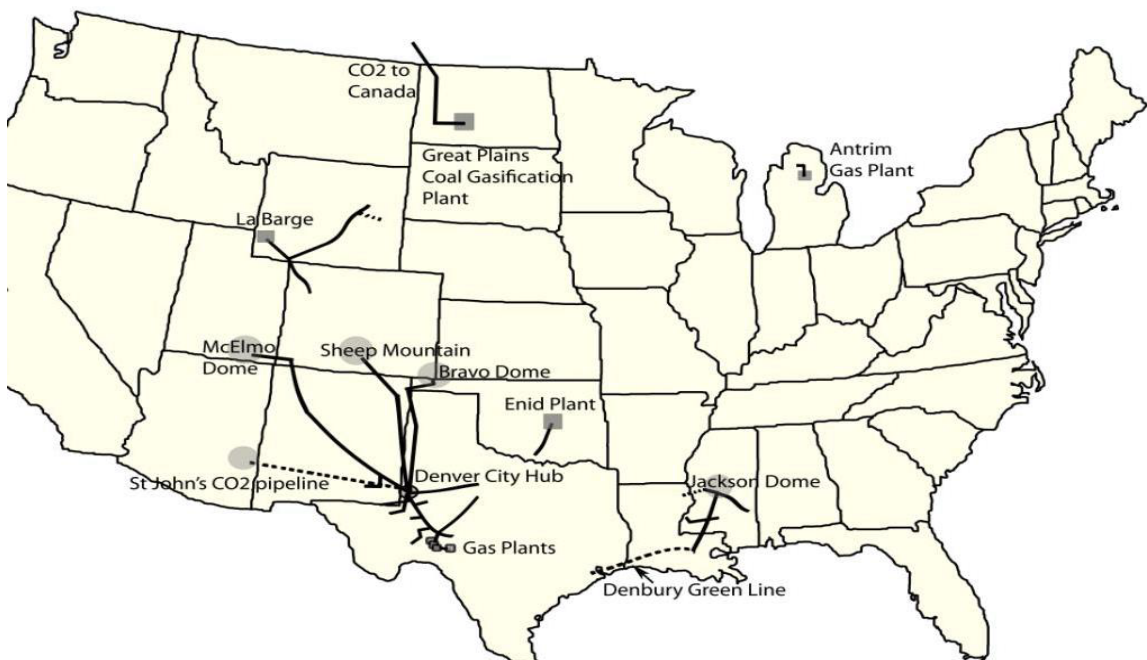


Figura 24 - Mapa de Carbodutos nos EUA

Fonte: MARSTON et al., 2008

### 1.2.2 TRANSPORTE POR RODOVIAS (CAMINHÕES)

Quando as distâncias e a quantidade de  $\text{CO}_2$  a ser transportada são menores, pode-se justificar a utilização do transporte por rodovias. Nesses casos, utilizam-se caminhões específicos para o transporte de  $\text{CO}_2$ . A Figura 25 apresenta um exemplo de caminhão utilizado para tal transporte, cuja capacidade (volume para transportar  $\text{CO}_2$ ) é de até 30.000 litros (ALIBABA, 2014).



Figura 25 – Caminhão Típico para Transporte de  $\text{CO}_2$

Fonte: ALIBABA, 2014

### 1.2.3 TRANSPORTE MARÍTIMO

Em contraste com o transporte via dutos, o  $\text{CO}_2$ , quando transportado via navio, requer uma unidade de liquefação em vez da compressão. Assim, a densidade permanece um fator relevante, todavia, nesse caso, o estado gasoso não. A Figura 26 representa um típico fluxograma do processo de transporte do  $\text{CO}_2$  em navios.

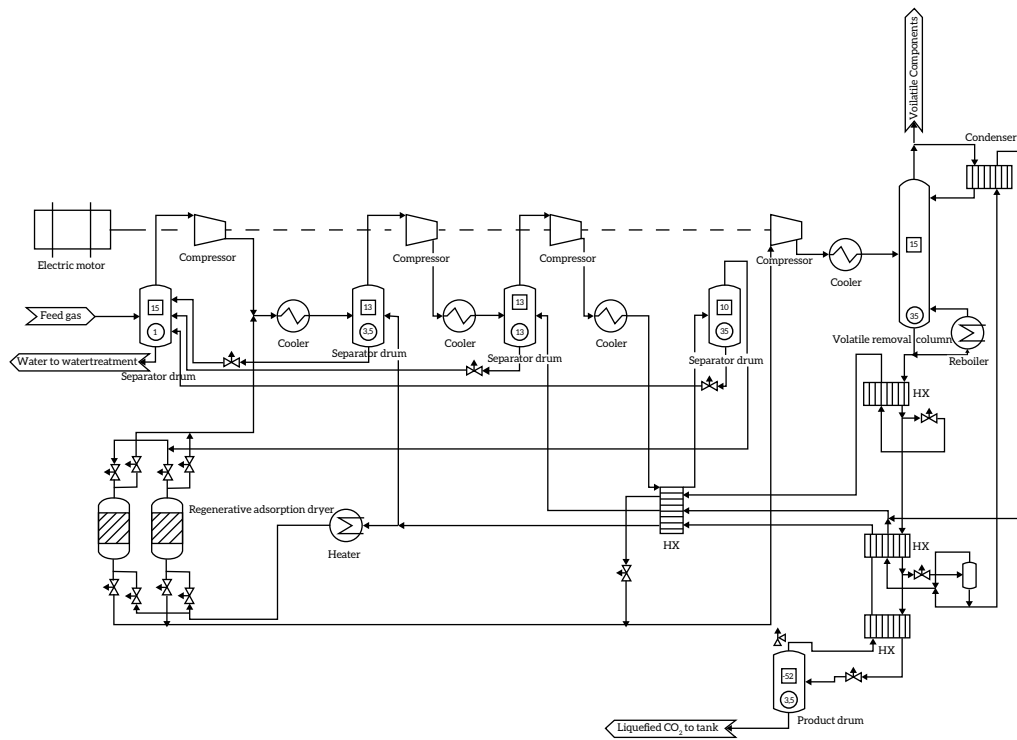


Figura 26 – Fluxograma do Processo de Transporte de CO<sub>2</sub> por Navio

Fonte: ASPELUND; JORDAL, 2007

Existem três categorias principais de navios para o transporte de gases: pressurizados, semirrefrigerados e totalmente refrigerados (ZEP, 2009; NETL, 2014). Essas categorias ainda podem ser classificadas em outras três devido ao tipo de gás a ser transportado. São elas (ZEP, 2009 e NETL, 2014):

- 1) Navios GLP (gases liquefeitos de petróleo) – transportam basicamente propano, butano e amônia a temperaturas de até -50°C;
- 2) Navios portadores de etileno – transportam basicamente etileno a temperaturas de até -104°C;
- 3) Navios GNL (gás natural liquefeito) – transportam gás natural contendo basicamente metano a temperaturas de até -164°C.

No caso do transporte de CO<sub>2</sub>, os navios utilizados são muito similares aos navios semirrefrigerados do tipo GLP. O CO<sub>2</sub> deve ser transportado a uma pressão na faixa de 7 a 9 bar e a uma temperatura em torno de -55°C (NETL, 2014). Aspelund e Jordal (2007) indicam que, no navio, o CO<sub>2</sub> deve ser transportado a 6,5 bar de pressão e -51,2°C de temperatura.

Os navios utilizados para o transporte de CO<sub>2</sub> devem ser equipados para carregar e descarregar tanto *onshore* quanto *offshore*, já que a localização dos reservatórios geológicos pode variar. A Figura 27 ilustra um projeto de navio para transporte de CO<sub>2</sub> com a capacidade de 20.000 m<sup>3</sup>. Os navios típicos para transporte de CO<sub>2</sub> têm capacidade de 10.000 a 40.000 m<sup>3</sup> (ZEP, 2009).

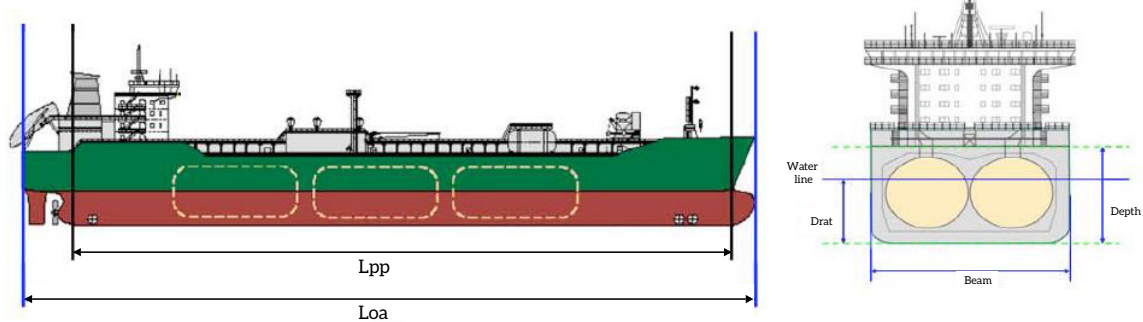


Figura 27 – Ilustração de um Navio Típico para Transporte de CO<sub>2</sub>

Fonte: NETL, 2014

Além do tipo de navio utilizado, a seguir, são apresentados os processos que ocorrem no transporte marítimo de CO<sub>2</sub>. A Figura 28 ilustra esses processos.

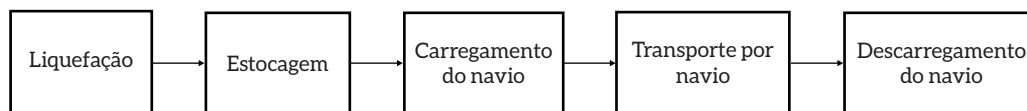


Figura 28 – Etapas do Transporte Marítimo de CO<sub>2</sub>

Fonte: COSTA, 2009

A liquefação é necessária para que o CO<sub>2</sub> ocupe volume menor. Como o transporte por navios é intermitente, isto é, não ocorre de maneira contínua como nas tubulações, é necessário haver estações de estocagem, geralmente situadas próximas ao porto. Em seguida, o navio deve ser carregado para realizar o transporte até o destino e descarregar o CO<sub>2</sub> no local.

### 1.3 ARMAZENAMENTO GEOLÓGICO DE CO<sub>2</sub>

O CO<sub>2</sub> pode ser armazenado em reservatórios de petróleo e gás com baixas taxas de recuperação, camadas de carvão, aquíferos salinos profundos, cavernas de sal, em formato de carbonatos pelo processo de carbonatação mineral, além de poder ser injetado diretamente nos oceanos. Quanto aos sequestros RAP (recuperação avançada de petróleo) e RAG (recuperação avançada de gás) em reservatórios geológicos, a indústria de óleo e gás já acumula vasta experiência em sua execução (ROCHA, 2007).

Para o efetivo armazenamento de CO<sub>2</sub> em formações geológicas, são necessários alguns mecanismos (IPCC, 2007; BENSON, 2005):

#### 1) Trapeamento físico:

- a) Hidrodinâmico - Pode ocorrer em aquíferos salinos em que os fluidos migram com baixa velocidade, mas atingem longas distâncias. Ao ser injetado, o CO<sub>2</sub> tende a deslocar parte do fluido presente no reservatório, porém tende a permanecer no topo do reservatório já que tem densidade menor que a da água. Em longo prazo, o CO<sub>2</sub> é dissolvido e, então, passa a migrar com a água subterrânea na qual foi dissolvido;

**b) Estrutural** – Consiste no armazenamento de  $\text{CO}_2$  em reservatórios cobertos por rochas de capeamento, que são de baixa permeabilidade, como evaporitos e argilitos. Bacias de rochas sedimentares são as mais promissoras para o armazenamento, já que normalmente os reservatórios de óleo e gás e aquíferos salinos se encontram nesse tipo de formação.

**2) Trapeamento geoquímico:** Consiste em processos em que ocorre a reação do  $\text{CO}_2$  injetado tanto com a água presente no reservatório quanto com a rocha. Na dissolução do  $\text{CO}_2$  no fluido presente no reservatório, o  $\text{CO}_2$ , ao ser dissolvido na água e ao reagir com a rocha, provocará aumento do pH. Em reservatórios de petróleo, o  $\text{CO}_2$  dissolvido diminui a viscosidade do óleo residual tornando-o mais fluido, sendo este o mecanismo básico de uma das técnicas mais comumente empregadas na RAP. Por fim, existe o trapeamento mineral. Este envolve reação do  $\text{CO}_2$  com minerais presentes nas formações geológicas para formar compostos sólidos estáveis, como carbonatos de cálcio, magnésio e ferro.

Os reservatórios de óleo e gás com baixa taxa de recuperação são uma das opções mais favoráveis dos reservatórios citados anteriormente, pois já apresentam trapas geológicas naturais, realizando o trapeamento físico estrutural e, por isso, são mais seguros para o armazenamento. Estes já são bastante conhecidos e estudados devido à exploração para produção de óleo e gás, além de utilizarem modelos para simular e prever possíveis movimentações do petróleo ou do gás presente no reservatório. Portanto, nesses reservatórios, o monitoramento seria facilitado (IPCC, 2007; IEA, 2001).

**a) Reservatórios com baixa taxa de recuperação de óleo com RAP e de gás com RAG**

Normalmente, num primeiro momento, pode-se extrair de 5% a 40% do óleo total presente no reservatório. Num segundo momento, com a injeção de água, podem ser produzidos a mais até 20% do óleo total inicial (GALE, 2004). Porém, os reservatórios maduros ainda podem ter quantidades razoáveis de óleo. Então, a injeção de  $\text{CO}_2$  seria um mecanismo que poderia, além de armazenar o  $\text{CO}_2$ , reativar a produção e gerar ganhos financeiros que abateriam o custo de captura do  $\text{CO}_2$ . Essa recuperação pode chegar a uma faixa de 7% a 23% do óleo total inicial no reservatório, porcentagem que varia de um campo para outro em função das características particulares de cada um.

A injeção em condições ótimas ocorre quando o  $\text{CO}_2$  se encontra no estado supercrítico, em que sua temperatura é de  $33,1^\circ\text{C}$  e sua pressão é de 7,38 MPa (IPCC, 2005). Além disso, a rocha no ponto de injeção deve ser porosa e permeável para que o  $\text{CO}_2$  penetre com facilidade e, conforme se afaste do ponto de injeção, não deve ter porosidade e permeabilidade acentuadas, permitindo, assim, um armazenamento seguro.

O armazenamento, para ser seguro, dependerá da densidade do  $\text{CO}_2$ . Já a densidade do dióxido de carbono dependerá de sua temperatura e pressão. Assim, altas temperaturas requererão maiores profundidades de injeção (maiores pressões), que devem estar em torno de 1.500 a 2.000 metros, e menores temperaturas requererão menores profundidades, em torno de 800 a 1.000 metros (BACHU, 2003). É possível armazenar a profundidades menores que 800 metros. Porém, o  $\text{CO}_2$  estará no estado gasoso, o que pode vir a ser problemático no tocante a armazenamento seguro já que possíveis vazamentos podem ocorrer (IPCC, 2007).

Na injeção de CO<sub>2</sub> em reservatórios maduros, cerca de 50% a 67% do CO<sub>2</sub> injetado retorna com o óleo extra produzido e normalmente é separado e reinjetado, portanto há um saldo positivo de CO<sub>2</sub> armazenado, como é desejado (IPCC, 2007). O CO<sub>2</sub> remanescente que não retorna com o petróleo extra fica retido no reservatório, pois ou se dissolveu ou permeou pelos poros presentes na estrutura do reservatório. Para operações de RAP, são utilizados alguns critérios devido à composição do óleo presente no reservatório. A injeção de fluidos imiscíveis (água) deve ocorrer em reservatórios que contenham petróleo pesado<sup>11</sup> e injeção de fluidos miscíveis (CO<sub>2</sub>) deve ser aplicada a óleos com, no mínimo, grau API 25. Na injeção de fluidos miscíveis, a pressão mínima do reservatório deve estar acima da faixa de 10-15 MPa. A capacidade mundial de armazenamento de CO<sub>2</sub> em campos de óleo depletados está estimada acima de 100 Gt (IPCC, 2007).

A RAG proveniente de reservatórios de gás com baixa taxa de recuperação também é uma opção promissora. Mesmo sendo possível produzir, num primeiro momento, 95% do gás presente no reservatório, o CO<sub>2</sub> pode ser injetado no reservatório e promover a repressurização e, com isso, extrair mais gás (IPCC, 2007).

#### **b) Camadas de carvão (recuperação avançada de metano em camadas de carvão – RAMC)**

As camadas de carvão são outra opção promissora para o sequestro geológico de CO<sub>2</sub> devido ao benefício adicional que é a produção extra de metano (RAMC). O carvão tem capacidade de adsorver muitos gases e pode ter cerca de 25 m<sup>3</sup> de metano por tonelada de carvão<sup>12</sup> (IPCC, 2005). O carvão tem maior afinidade com CO<sub>2</sub> do que com metano e, portanto, o CO<sub>2</sub> apresenta maior facilidade de ser adsorvido no carvão. A razão volumétrica de adsorção CO<sub>2</sub>:CH<sub>4</sub> dependerá do tipo de carvão.

Sendo o carvão mais maduro (antracito), a razão é mais baixa; um carvão mais jovem (lignito) apresenta razão de adsorção mais alta e pode chegar a 10:1 (IPCC, 2007). Ao injetar o CO<sub>2</sub>, este permeará pela matriz do carvão sendo adsorvido nos microporos, liberando o metano e possibilitando a recuperação de cerca de 90% do metano presente na formação geológica (IPCC, 2007). Os métodos convencionais de recuperação de metano que utilizam a variação natural de pressão no reservatório recuperam cerca de 50% do metano adsorvido.

A profundidade das camadas de carvão está estimada entre 300 e 1.500 metros, assim as condições de pressão e temperatura garantem as reações químicas necessárias para que o CO<sub>2</sub> permaneça armazenado. A recuperação do metano de camadas de carvão, em média, é feita a uma profundidade de 1.000 metros (IPCC, 2007).

Um fator importante na escolha do local de armazenamento adequado no caso das camadas de carvão é a permeabilidade do carvão, que, normalmente, varia muito e decresce conforme a profundidade aumenta.

---

<sup>11</sup> Grau API é uma escala criada pelo American Petroleum Institute que significa "gravidade específica", ou seja, a densidade de um líquido em relação à água, portanto, define o tipo de petróleo (leve ou pesado) (API, 2008). Para API, petróleo leve é acima de 31,1 API.

<sup>12</sup> O metano está a uma pressão de 1 atm e a uma temperatura de 0°C.

Em suma, esse processo, além de realizar o sequestro geológico de CO<sub>2</sub>, pode aumentar a eficiência e a lucratividade das operações comerciais de produção de metano, contrabalançando o custo operacional de captura e estocagem do CO<sub>2</sub>.

### **c) Aquíferos salinos**

Formações salinas são rochas sedimentares saturadas. A água presente nessas formações apresenta alta concentração de sais dissolvidos. Essa água representa grande quantidade da água do planeta. Porém, não pode ser utilizada para agricultura nem para consumo humano (IEA, 2010). O sequestro geológico em aquíferos salinos profundos se apresenta bastante promissor por existir enorme quantidade de aquíferos salinos, seja abaixo do fundo do mar ou subterrâneos, praticamente em todo o planeta. A injeção de CO<sub>2</sub> em aquíferos salinos deve ser feita em profundidades superiores a 800 metros para que o gás fique menos denso que a água devido à pressão no reservatório (IPCC, 2007). Assim, o gás sobe para o topo do reservatório aderindo à sua superfície e/ou se dissolvendo na água. Devido à solubilidade do CO<sub>2</sub> em água, como já dito, uma parte do CO<sub>2</sub> injetado se dissolve no meio e outra parte reage com os minerais presentes no reservatório. Formam-se, então, compostos sólidos estáveis, como os carbonatos, que se depositam no fundo, armazenando permanentemente o dióxido de carbono.

A carbonatação mineral ocorre devido às interações do meio líquido (água) com fragmentos de rochas de silicato enriquecidas com cálcio, magnésio e ferro. Assim, o cálcio, o magnésio e o ferro reagem na presença do CO<sub>2</sub> e precipitam para o fundo do reservatório como carbonatos. A carbonatação mineral tem duas grandes vantagens: a estabilidade do CO<sub>2</sub> capturado por longo período de tempo e a grande capacidade de armazenamento já que a matéria-prima utilizada para o processo são silicatos enriquecidos com magnésio, cálcio e ferro e estes estão disponíveis em grande quantidade em todo o planeta (GALE; FREUND, 2005).

Como critério para escolha dos melhores locais para armazenamento em aquíferos salinos, deve-se observar a espessura da formação geológica, a profundidade, o potencial para injeção, o total de sólidos dissolvidos nos fluidos da formação geológica e a proximidade de zonas sísmicas potenciais. Além disso, locais ideais devem ser distantes de centros de concentrações populacionais, porém o mais próximo possível das fontes emissoras para que o custo de transporte em dutos seja minimizado (GUPTA et al., 2004).

### **d) Injeção direta nos oceanos**

No sequestro de CO<sub>2</sub> com injeção direta nos oceanos, a estocagem seria feita a grandes profundidades para que, quando injetado, o CO<sub>2</sub> permaneça no fundo, não retornando à superfície. Isso é bem provável, pois, entre 1.000 e 3.000 metros de profundidade, uma enorme camada de água envolve o CO<sub>2</sub> injetado (IPCC, 2005). Porém, ainda não se sabe que efeito essa injeção de CO<sub>2</sub> causaria no ecossistema local, ou seja, não se sabe se poderia ser prejudicial à fauna e à flora marinhas que habitam o local de injeção.

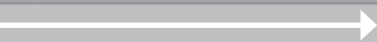


### 1.3.1 CAPACIDADE DE ARMAZENAMENTO DE CO<sub>2</sub>

Uma das principais questões a serem avaliadas e analisadas em um projeto de CCGS, em especial no uso das tecnologias de RAP, é a capacidade de armazenamento do CO<sub>2</sub> no reservatório geológico já que cada tipo de opção de reservatório geológico tem suas peculiaridades.

Em um estudo realizado pelo CO2CRC, em 2008, a capacidade de armazenamento é definida como a estimativa do volume de CO<sub>2</sub> que pode ser armazenado em formações geológicas no subsolo. Essa estimativa, portanto, deve ser baseada na complexidade geológica do local, no estágio de exploração, na quantidade de dados disponíveis e na quantidade de CO<sub>2</sub> armazenado. Ainda segundo Bachu (2003), a avaliação das bacias em escala regional para a seleção do local de armazenamento do CO<sub>2</sub> é muito importante e deve seguir critérios relacionados com suas características, seus recursos (hidrocarbonetos, carvão mineral, sal), sua maturidade e infraestrutura, além das questões sociais relacionadas com a região onde se encontra. A Tabela 4 apresenta os referidos parâmetros.

**Tabela 4 – Parâmetros Relevantes no Cálculo do Potencial de Armazenamento de CO<sub>2</sub> em uma Bacia Sedimentar**

Critério		Aumento do Potencial de Armazenamento de CO <sub>2</sub>				
		Classes 				
		1	2	3	4	5
1	Sísmica (Ambiente Tectônico)	Muita Alta (ex: Subducção)	Alta	Intermediária	Baixa (ex: Margem Passiva)	Muito Baixa (ex: Cratônica)
2	Tamanho	Muito Pequeno (<1000 Km <sup>2</sup> )	Pequeno (1000-5000 km <sup>2</sup> )	Médio (5000-25000 km <sup>2</sup> )	Grande (25000-50000 km <sup>2</sup> )	Muito Grande (>50000 km <sup>2</sup> )
3	Profundidade	Muito Raso (<300 m)	Raso (300-800m)		Profundo (>3500m)	Intermediário (300-3500m)
4	Intensidade de Falhas	Extensa		Moderada		Limitada
5	Hidrologia	Sistema de Fluxo pequenos ou rasos, ou fluxos compactos		Sistema de Fluxos Intermediários		Sistema de Fluxos regionais de longo alcance.
6	Geotérmica	Bacia Quente (>40°C/km)		Moderado (30-40°C/km)		Bacia Fria (<30°C/km)
7	Pares de Selo no Reservatório	Pobre		Intermediário		Excelente
8	Camadas de Carvão	Nenhuma	Muito Rasa (<300m)		Profunda (>800m)	Rasa (300-800m)
9	Classificação do Carvão	Amtracito	Lignito		Sub-Betuminoso	Betuminoso
10	Evaporitos	Nenhum		Domos		Camadas
11	Potencial de Hidrocarboneto	Nenhum	Pequeno	Médio	Grande	Gigante
12	Maturidade	Inexplorado	Explorando	Desenvolvendo	Maduro	Super Maduro
13	Onshore/offshore	Offshore profundo		Offshore raso		Onshore
14	Clima	Ártico	Sub-Ártico	Desértico	Tropical	Temperado
15	Acessibilidade	Inacessível	Difícil		Aceitável	Fácil
16	Infraestrutura	Nenhuma	Pouca		Moderada	Extensa

Fonte: Modificado de BACHU, 2003 e CO2CRC, 2008

Quando a capacidade de armazenamento é calculada, diversos tipos de estimativas podem ser feitos, dependendo da natureza e da proposta da análise. As seguintes nomenclaturas e definições são um guia preliminar e representam três categorias, sendo estas a capacidade teórica, a realista e a viável (BACHU et al., 2007):

- a) Capacidade teórica – assume que a formação de um reservatório na sua totalidade é acessível para o armazenamento livre do CO<sub>2</sub> em seu volume poroso, ou que a água contida no reservatório está totalmente disponível para dissolver o CO<sub>2</sub> nela a uma saturação máxima, ou toda a massa de carvão mineral encontrada no reservatório está disponível para absorver o CO<sub>2</sub> e armazená-lo a uma capacidade máxima de adsorção. Isso fornece um limite superior máximo de uma estimativa da capacidade, no entanto é um número irreal, pois, na prática, existirão sempre limitações técnicas e econômicas;
- b) Capacidade realista – aplica-se a uma variedade de técnicas de geologia e de engenharia, levando-se em consideração os dados das características do reservatório como elementos de avaliação, por exemplo, permeabilidade e porosidade, vedante, profundidade, pressão, tamanho do volume de poros do reservatório e trapa (armadilha). Além disso, avalia-se a existência de outros interesses concorrentes que poderiam ser comprometidos pela injeção de CO<sub>2</sub> (por exemplo, recursos existentes, como óleo, água, carvão, gás, energia geotérmica, minerais, parques nacionais). Esta é uma estimativa muito mais pragmática, que pode ser feita com algum grau de precisão, e dá indicações importantes sobre a viabilidade técnica de armazenamento de CO<sub>2</sub>;
- c) Capacidade viável – é a capacidade que se obtém considerando também questões econômicas, barreiras legais e regulatórias para o armazenamento geológico de CO<sub>2</sub> e, portanto, baseia-se na avaliação da capacidade realista. O detalhamento da fonte de emissão e sumidouro e sua correspondência é realizado nessa fase para combinar os melhores locais de armazenamento e sua proximidade às fontes de emissões de grandes dimensões.

A correspondência entre a fonte de emissão e o sumidouro deve se estender para além dos aspectos de geociências e engenharia e inclui aspectos sociais e ambientais dos locais de armazenamento. Análise e simulações de custo também devem compor esse nível. O cálculo de capacidade de armazenamento de CO<sub>2</sub> no reservatório pode ser obtido quando existem dados conhecidos, como espessura, área e profundidade do reservatório, sendo possível calcular o volume total da formação, obtendo, assim, o valor geral da estimativa. Após esse primeiro cálculo, refina-se o dado para o volume poroso que corresponde a uma parte do volume total do reservatório, obtendo-se, assim, o volume teórico (BACHU et al., 2007).

Dentre as opções para armazenamento geológico do CO<sub>2</sub>, a estimativa da capacidade de armazenamento de CO<sub>2</sub> em reservatórios de petróleo e gás é a mais simples, além de mais conhecida e caracterizada do que as de carvão mineral e aquíferos, como resultado de exploração e produção de hidrocarbonetos. Além disso, ao contrário de leitos de carvão e aquíferos salinos profundos, os reservatórios de petróleo e gás são distintos em vez de contínuos, de tal modo que a sua capacidade de armazenamento de CO<sub>2</sub>, em qualquer região específica e em qualquer escala, é dada pela soma das capacidades de todos os reservatórios, e sua área é calculada com base em propriedades como quantidade de óleo ou gás natural, original, fator de recuperação, temperatura, pressão, porosidade da rocha e densidade do CO<sub>2</sub> *in situ* (BACHU et al., 2007).

Quanto ao nível de conhecimento das opções para o armazenamento do CO<sub>2</sub> em reservatórios geológicos, devido ao tipo de atividade, a indústria de exploração e produção de petróleo e gás natural tem maior conhecimento tanto das técnicas de obtenção de dados dos reservatórios geológicos quanto as de produção. Entretanto, a aplicação das tecnologias de injeção e armazenamento de CO<sub>2</sub> em bacias não completamente maduras é questionável.

Há diversos motivos para evitar o armazenamento geológico do CO<sub>2</sub> em bacias jovens produtoras de óleo e gás natural. Primeiro, porque muitos dos recursos dos hidrocarbonetos estão ainda por serem descobertos, havendo uma questão sobre a possibilidade da contaminação dos hidrocarbonetos existentes; segundo, porque não existem nas bacias jovens reservatórios de óleo ou gás natural abandonados ou exauridos e/ou com baixa taxa de recuperação de óleo e gás natural, devido à sua idade de produção, com perspectiva de desenvolvimento; e terceiro, porque a geologia e a hidrologia da bacia ainda não são bem conhecidas (BACHU, 2001).

Ademais, o pressuposto fundamental adotado em cálculos de capacidade de armazenamento é que o volume anteriormente ocupado pelos hidrocarbonetos produzidos está disponível para o armazenamento do CO<sub>2</sub>. Tal suposição é geralmente válida para reservatórios em produção que não estão em contato com as condições hidrodinâmicas de um aquífero ou não têm a injeção de água durante a recuperação secundária ou terciária do óleo.

Outro pressuposto importante é que o CO<sub>2</sub> em reservatórios com baixa taxa de recuperação de petróleo ou gás natural pode ser injetado até que a pressão do reservatório seja trazida de volta à pressão original do reservatório. Contudo, em alguns casos, o esgotamento do reservatório pode danificar sua integridade e/ou rocha de cobertura e, com isso, a pressão não pode ser levada de volta para a pressão original do reservatório. Assim, a capacidade de armazenamento de CO<sub>2</sub> do reservatório seria mais baixa, enquanto, em outros casos, a pressão pode ser aumentada para além da pressão original do reservatório, desde que permaneça segura e abaixo da pressão capilar de entrada e do limiar de fratura da rocha selo (*caprock*). No entanto, o aumento da pressão de armazenagem para valores acima da pressão original do reservatório requer uma análise particular do reservatório, o que não é prático para uma avaliação em escala (BACHU et al., 2007).

Conforme a APEC (2005), quando os dados são insuficientes ou inexistentes, uma maneira de se estimar a capacidade de armazenamento de CO<sub>2</sub> em um reservatório é considerar a produção e as reservas de hidrocarbonetos, no caso de uma bacia sedimentar, e converter (substituir) o volume de hidrocarbonetos por volume de CO<sub>2</sub> (considerando-se a densidade do CO<sub>2</sub> de 600 a 700 kg/m<sup>3</sup> em profundidades entre 1,5 e 4,0 km, gradiente geotermal de 30-350°C/km, 10,5 MPa/km e fator de compressibilidade de 1,6). Em geral, o armazenamento em campos de óleo e gás é baseado no volume previamente ocupado pela produção de hidrocarbonetos que se torna disponível para o armazenamento do CO<sub>2</sub>, representado pela Equação 1 (MACHADO et al., 2009):

$$G_{CO_2} = A \cdot h \cdot g \cdot \phi_{tot} \cdot \rho \cdot E \quad (1)$$

Onde:

A= área geográfica

hg= espessura do reservatório

$\phi_{tot}$ = porosidade média/espessura (hg)

$\rho$ = densidade do CO<sub>2</sub>

E= taxa de porosidade efetiva

Embora existam tentativas para padronizar a avaliação da capacidade de armazenamento de CO<sub>2</sub> em reservatórios geológicos, a maioria tem usado uma série de abordagens e metodologias e conjuntos de dados de tamanho e qualidade variável, resultando em ampla variedade de estimativas da capacidade de armazenamento. Devido às incertezas quanto à avaliação de reservatórios da subsuperfície, o cálculo exato nem sempre é possível, com isso, a capacidade de armazenamento torna-se uma aproximação do volume de CO<sub>2</sub> que pode, de fato, ser armazenado (CO2CRC, 2008).

### 1.3.2 MEDIÇÃO, MONITORAMENTO E VERIFICAÇÃO DO SEQUESTRO DE CARBONO DIRETO

Medição, monitoramento e verificação são atividades do sequestro de carbono direto que buscam medir a quantidade de CO<sub>2</sub> armazenado no local específico do sequestro, monitorar o local visando possíveis vazamentos ou outras formas que possam deteriorar a integridade do armazenamento ao longo do tempo e verificar se o CO<sub>2</sub> está realmente armazenado e não apresenta riscos ao meio ambiente (IPCC, 2005). O monitoramento deve ser utilizado para (IPCC, 2007):

- Monitorar as condições de injeção do CO<sub>2</sub> e medir as taxas de injeção de CO<sub>2</sub>;
- Verificar a quantidade injetada de CO<sub>2</sub> que ficou efetivamente armazenada;
- Otimizar a utilização dos volumes disponíveis para o armazenamento;
- Demonstrar que o CO<sub>2</sub> permanecerá armazenado nas formações geológicas que estiverem sendo estudadas;
- Detectar vazamentos (*leakage* e *seepage*).<sup>13</sup>

A capacidade de medir, monitorar e verificar garante um armazenamento seguro e permanente. Ademais, a medição, o monitoramento e a verificação poderão fornecer informação valiosa para aprimorar continuamente as práticas de injeção e gestão de carbono. As áreas de atuação do monitoramento são (BENSON, 2005):

---

<sup>13</sup> *Leakage* é considerado um vazamento de grandes proporções, um acidente. *Seepage* é considerado um vazamento natural, ou, ainda, um pequeno vazamento (MELO, 2008).

- 1) No reservatório (devem ser analisados: pressão, temperatura e comportamento do CO<sub>2</sub> injetado no reservatório);
- 2) No selo do reservatório (deve ser analisada a integridade do selo como possíveis fraturas, permeabilidade);
- 3) No caminho percorrido pelo CO<sub>2</sub> na formação geológica caso ocorra vazamento.

Para atuar nessas três áreas, existem três categorias de técnicas para monitoramento além dos métodos sísmicos. As categorias são (BENSON, 2005):

- Monitoramento do ponto perfurado (poço);
- Monitoramento pela superfície na região próxima à perfuração (características geofísicas);
- Monitoramento das características geoquímicas (retiram-se amostras do local para avaliar as concentrações de CO<sub>2</sub> na região estudada).

Medição, monitoramento e verificação também incluem o desenvolvimento de protocolos e metodologias para calcular as emissões de CO<sub>2</sub> evitadas nos sistemas de captura de carbono, mais especificamente, considerando os métodos de utilização do CO<sub>2</sub> para preencher reservatórios já explorados (CUNHA, 2005).





# CCS na produção de óleo e gás natural

Capítulo

**2**

## 2 CCS NA PRODUÇÃO DE ÓLEO E GÁS NATURAL

Os sistemas de captura e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub> (CCGS)<sup>14</sup> são reconhecidos mundialmente como alternativas para reduzir emissões de dióxido de carbono provenientes de fontes estacionárias (IEA, 2010; IPCC, 2007; ROCHEDO, 2011; NOGUEIRA et al., 2014; COSTA, 2009; COSTA, 2014).

Essas práticas são utilizadas no setor de petróleo mundial para reduzir as emissões, por exemplo, na exploração de campos *offshore* na Noruega (Campo de Sleipner) e campos *onshore* na Argélia (IEA, 2010; COSTA, 2009; RODDY, 2012; COSTA, 2014). Alguns dos exemplos citados são apresentados a seguir.

### i) Sleipner – Statoil – Noruega

A primeira planta de demonstração de captura que está operando em escala industrial é a planta instalada em Sleipner, Noruega, que se localiza no Mar do Norte e é operada pela Statoil desde 1996 (ENGEPROJNEWS, 2013). Essa planta é o principal projeto de CCGS *offshore* no mundo.



Figura 29 – Campo de Sleipner, Noruega

Fonte: STATOIL, 2014a

---

14 Carbon capture and geological storage.



O complexo de Sleipner é formado por duas plataformas de produção – cada uma recuperando gás natural de um campo diferente (Sleipner West e Sleipner East) – e pela plataforma Sleipner T, responsável pela separação do CO<sub>2</sub>. Duas motivações principais foram os precursores do CCS nesse campo da Noruega. Primeiramente, o estudo do campo Sleipner West indicou concentração de CO<sub>2</sub> igual a 9% mol CO<sub>2</sub>, muito mais alta do que as especificações de mercado dos seus compradores, que requeriam teor de no máximo 2,5% mol de CO<sub>2</sub>. Somado a isso, em 1991, as autoridades norueguesas estabeleceram uma taxa de carbono com o intuito de diminuir as emissões de CO<sub>2</sub> *offshore*. Esses fatores levaram a Statoil a separar o dióxido de carbono e injetá-lo em um aquífero salino (o reservatório Utsira) localizado a 1 km de profundidade. A imposição da taxa de carbono ajudou no financiamento da planta de captura e hoje a instalação recebe créditos de CO<sub>2</sub> pela sua redução de emissões. Atualmente, a taxa de carbono está na faixa dos US\$ 50 por tonelada de CO<sub>2</sub> (STATOIL, 2014b).

A plataforma Sleipner T foi construída especialmente para separar o CO<sub>2</sub> do gás natural, sendo capaz de separar 1 milhão de toneladas de CO<sub>2</sub> por ano. Fica ao lado das outras plataformas de produção e utiliza a tecnologia de absorção química com solventes à base de aminas para a separação dos gases, empregada na pós-combustão (ROCHEDO, 2011). Vale citar que essas plataformas são de águas rasas e não são semissubmersíveis e FPSO, como é o caso das plataformas de produção do pré-sal. No caso do pré-sal, as condições de produção são mais severas devido ao afastamento da costa e à profundidade, por isso não seria indicado utilizar a tecnologia de absorção química que requer equipamentos de grandes dimensões que podem gerar instabilidade nas plataformas flutuantes.

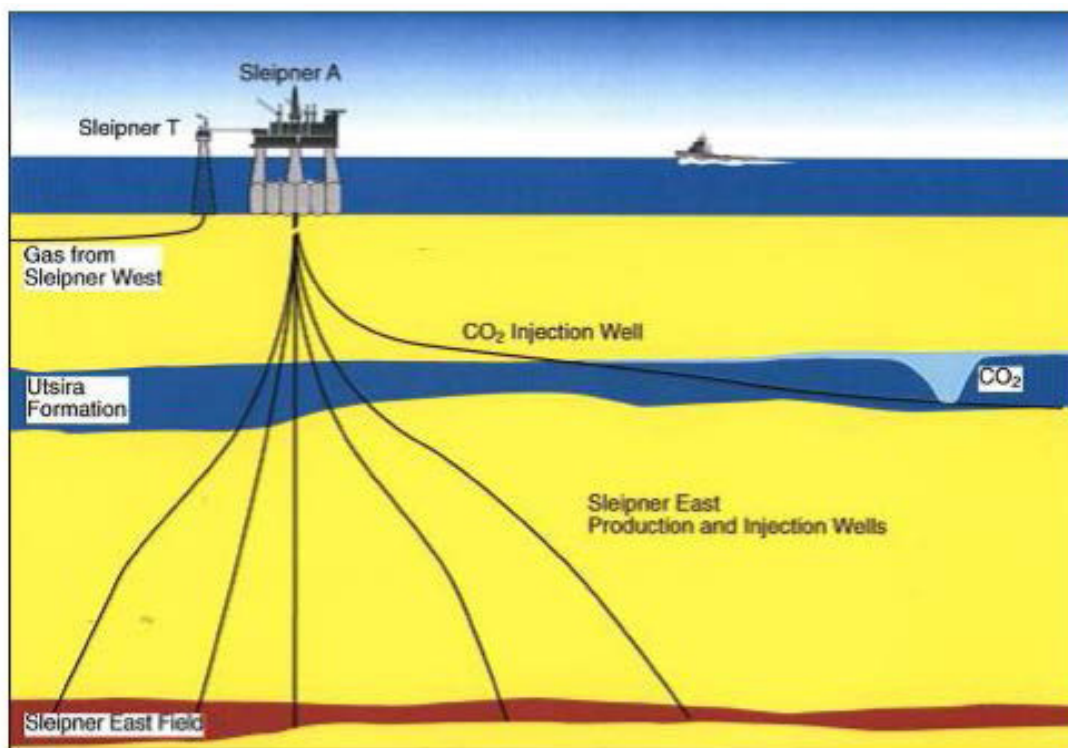


Figura 30 – Plataforma de Sleipner

Fonte: ENGEPROJNEWS, 2013

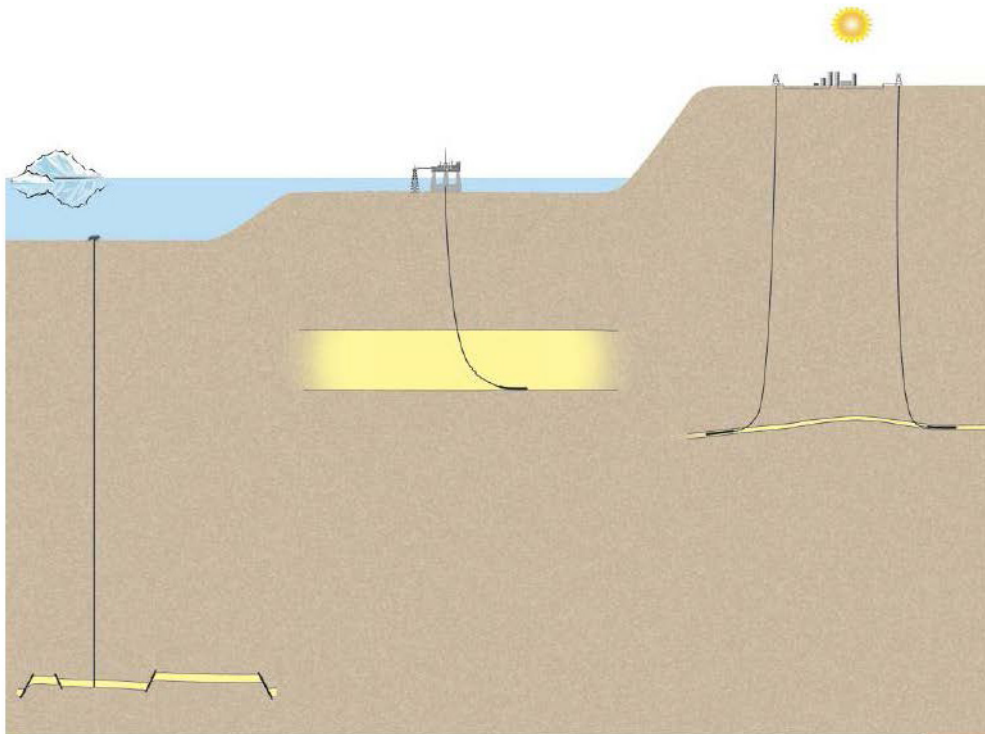


Figura 31 – Esquema das Formações Geológicas de Snøhvit (esquerda), Sleipner (meio) e In Salah (direita)

Fonte: EIKEN et al., 2011

## ii) In Salah – Statoil – Argélia

A Statoil realizou um único projeto de captura de CO<sub>2</sub> fora da Noruega, o projeto In Salah, na Argélia. Tanto por questões técnicas quanto por questões comerciais, foi utilizada a mesma tecnologia de separação aplicada no campo Sleipner, baseada no processo de aminas (STATOIL, 2014c). Como apresentado no exemplo anterior, características da exploração e das plataformas, como profundidade e estabilidade das instalações, possibilitaram a utilização da tecnologia de separação de absorção química. Porém, isso não ocorre no caso do pré-sal, já que as plataformas são flutuantes e enfrentam limitações de espaço e, portanto, para as FPSO do pré-sal, a indicação é que sejam utilizados sistemas de membranas.

O projeto entrou em operação em 2004 e contém armazenamento de escala industrial. Diversos campos, com teor de gás carbônico entre 1% e 10% mol, visando se adequar às especificações de exportação do gás natural de 0,3% mol, injetam o CO<sub>2</sub> em formações salinas profundas, entre 1.850 e 1.950 metros de profundidade (MATHIESON et al., 2010).

Até 2010, foram injetadas mais de 3 milhões de toneladas de carbono (MATHIESON et al., 2010). No entanto, a injeção de CO<sub>2</sub> foi interrompida em 2011 como medida de segurança, principalmente relacionada à capacidade do reservatório. Novos dados e resultados sísmicos estão sendo estudados para formar uma estratégia mais adequada de injeção para esse reservatório (STATOIL, 2014c).

### iii) Snøhvit - Noruega

Snøhvit é outro campo *offshore* explorado na Noruega. Fica localizado a 150 km da costa e a 2.400 metros de profundidade. No entanto, a operação não ocorre toda em alto-mar. O gás natural extraído é levado até uma planta de liquefação *onshore*, onde ocorre a liquefação do gás natural a  $-163^{\circ}\text{C}$  e a consequente separação do gás carbônico. Esse último retorna ao mar para ser injetado em camadas de arenito poroso (reservatório Tubåen) (STATOIL, 2014d). O gás natural apresenta teor de  $\text{CO}_2$  entre 5% e 6% mol.

Especificamente no Brasil, essas práticas têm sido consideradas pela Petrobras para mitigar a emissão de  $\text{CO}_2$  presente no gás associado nos campos do pré-sal. Estima-se que os campos apresentem de 10% a 45% mol de  $\text{CO}_2$  (FORMIGLI, 2008; CREDIT SUISSE, 2014). Portanto, para produzir o gás natural presente nesses campos, seria mandatório capturar o dióxido de carbono e reinjetá-lo nos próprios campos.

Neste capítulo, o foco são as tecnologias de captura e armazenamento geológico de  $\text{CO}_2$  aplicadas ao setor<sup>15</sup> de exploração e produção de óleo e gás natural (*upstream*), principalmente no que diz respeito às emissões de  $\text{CO}_2$  provenientes das atividades de produção dos campos do pré-sal.

A seguir, descreve-se uma plataforma típica (FPSO) a ser utilizada na exploração e produção dos campos do pré-sal e os principais processos que ocorrem nessas instalações.

## 2.1 DESCRIÇÃO DE UMA PLATAFORMA DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO E GÁS NATURAL (FPSO)

FPSO são navios com capacidade para processar e armazenar o óleo e prover a transferência do óleo e/ou gás natural para outras unidades (BNDES, 2008). Esse é o tipo de plataforma selecionado para ser utilizado nos campos do pré-sal devido, principalmente, à localização dos campos (*offshore* - 300 km da costa) (PETROBRAS, 2014; CREDIT SUISSE, 2014).

As instalações marítimas de produção de óleo e gás natural são constituídas por um conjunto de processos físico-químicos que visam à separação das fases líquido/gasosas e suas respectivas especificações antes de serem transportadas para as instalações terrestres (terminais, refinarias, UPGN) (MAIA, 2007). A Figura 32 mostra o diagrama de uma instalação marítima típica, ou seja, uma planta de processamento primário de petróleo bruto.

---

<sup>15</sup> As projeções de produção de óleo e gás natural e as emissões referentes ao setor de E&P no Brasil encontram-se detalhadas no capítulo de E&P do setor de energia do presente estudo.

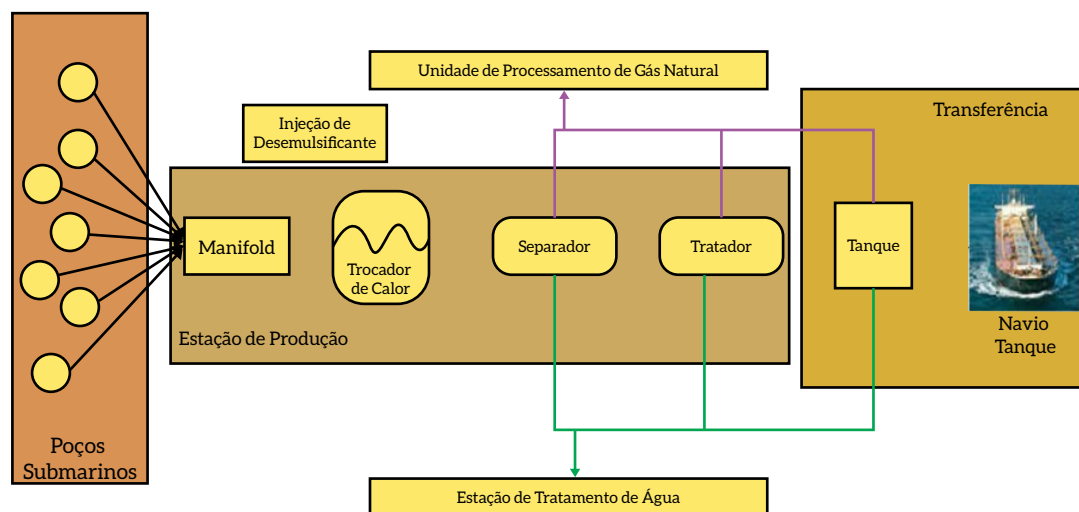


Figura 32 – Diagrama de uma Instalação Marítima Típica

Fonte: FREITAS et al., 2007

As plataformas atuais são construídas para resistir às pressões exercidas pelas imensas colunas d'água. Os sistemas de elevação, *flowlines* e *risers* chegam à plataforma e são conectados aos *manifolds*, conjuntos de válvulas e instrumentos de controle necessários para proporcionar flexibilidade na operação da plataforma. Em seguida, encontram-se os lançadores e recebedores de *pigs*, fundamentais na manutenção das linhas de elevação e equipamentos submarinos; estes, por ação mecânica, limpam as linhas, removendo parafina e outras substâncias que aderem às paredes internas. O petróleo que chega aos *manifolds* é alinhado para dutos principais. Assim, o petróleo é direcionado ao trocador de calor onde se recupera a energia que seria desperdiçada, aumentando a temperatura do petróleo em cerca de 5°C. O petróleo, então, segue para o separador trifásico, que separa a água, o óleo e o gás. No separador, ocorre o tratamento mecânico, caracterizado pelo uso de acessórios, que permite a separação contínua das fases água, óleo e gás. A água segue para a estação de tratamento de água e o gás segue para a unidade de processamento de gás natural, ambas *onshore*, em linhas separadas. O óleo segue para o tratador de óleo, onde passa por tratamento térmico, continua o tratamento químico e ocorre o tratamento eletrostático. O óleo que sai do tratador segue para tanques de armazenamento, onde o tratamento químico é finalizado durante o tempo em que fica em repouso, facilitando a decantação da água e a estabilização do óleo. Após um tempo de repouso, determinado pelo projeto da planta de processamento primário, o óleo é conduzido aos navios que irão para a refinaria (FREITAS et al., 2007).

Baseando-se na descrição simplificada do processamento de petróleo bruto apresentada, podem ser destacados alguns processos referentes ao processamento do óleo e do gás natural produzidos em uma plataforma *offshore*.

No caso do óleo, a Figura 33 ilustra um esquema das seções distintas de um vaso separador de produção típico.

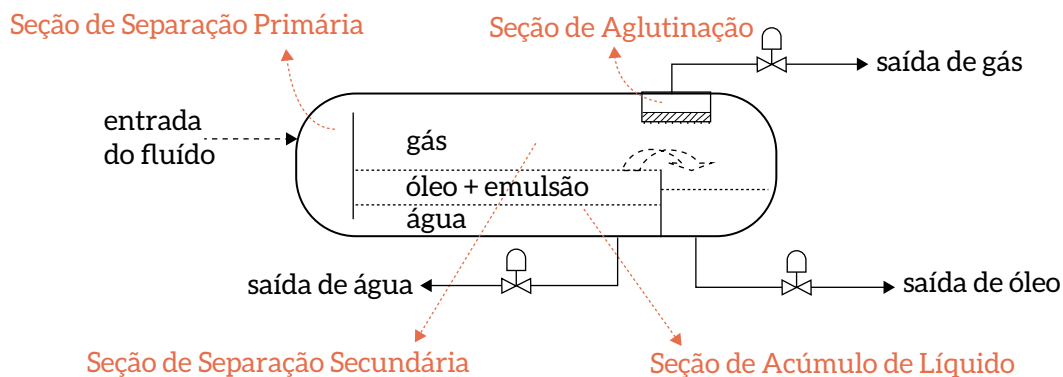


Figura 33 – Esquema de um Separador de Produção de Óleo Típico

Fonte: SOUZA FILHO, 2004

A seguir, são descritos os processos que ocorrem no separador de produção de óleo (FREITAS et al., 2007):

- Seção de separação primária: localizada na entrada do vaso. Nessa seção, o fluido choca-se com dispositivos defletores ou passa através de um difusor, fazendo com que boa parte do gás se separe do líquido, e este último fica na parte inferior do vaso;
- Seção de separação secundária: localizada na parte superior do vaso, onde as gotículas maiores de óleo que permaneceram na corrente gasosa são separadas por decantação;
- Seção de acumulação de líquido: formada pela região inferior do vaso. Nessa seção, o tempo de retenção deve ser suficiente para que ocorra a separação do gás remanescente na fase líquida, além de permitir a separação de grande parte da água, no caso dos separadores trifásicos;
- Seção de aglutinação: localizada normalmente próxima à saída de gás. As gotículas de líquido arrastadas pela corrente gasosa, não separadas nas seções anteriores, são aglutinadas e removidas do fluxo gasoso por dispositivos que apresentam superfície com elevada área de contato.

O separador bifásico tem a finalidade de separar as fases líquidas (petróleo ou petróleo + água) e vapor (gás seco ou saturado de vapor d'água). É um vaso de pressão, comumente cilíndrico (horizontal ou vertical) e eventualmente esférico, onde, por efeito da gravidade, o líquido decanta no fundo, sendo retirado do equipamento através de uma tubulação de drenagem com válvula acionada por controlador de nível de líquido no vaso. O gás acumulado na parte superior do equipamento é removido geralmente por meio de tubulação equipada com válvula acionada por um controlador da pressão de operação do separador.

O separador trifásico é bastante semelhante ao separador bifásico, usando, inclusive, os mesmos tipos de dispositivos internos. Diferencia-se do bifásico pelo aparecimento de água na seção de acumulação, o que implica a instalação de mais uma saída no vaso e de um sistema de controle de interface óleo/água. O tipo de óleo processado define o tempo de retenção ideal do líquido no equipamento. A eficiência de separação pode ser aumentada com adição de desmulsificantes na alimentação. O tempo de retenção mínimo para o líquido é de 15 minutos em relação à vazão de entrada. A propriedade física mais crítica na operação é a viscosidade da mistura, sendo a eficiência inversamente proporcional a essa propriedade.

A classificação dos vasos separadores é feita de acordo com a forma: horizontal ou vertical. Os separadores horizontais são normalmente mais eficientes sob o ponto de vista da separação gás/líquido, sobretudo onde há ocorrência de espumas ou altas razões gás/líquido, uma vez que oferece área superficial de interface maior que permite maior decantação das gotículas de óleo presentes na fase gasosa, além de favorecer o desprendimento do gás da fase líquida separada. Os vasos separadores verticais podem ser bifásicos ou trifásicos – estes requerem menor área para instalação e têm uma geometria que facilita a remoção de areia depositada no fundo.

Dentre os processos referentes à produção de gás natural, podem ser destacados os seguintes (MAIA, 2007):

- Separação óleo-gás: processo físico de separação das fases líquida (óleo) e gasosa (gás natural) em que o gás ainda apresenta composição inadequada para transporte e comercialização (teor de umidade e gases ácidos);
- Depuração do gás: processo físico de remoção de partículas oleosas, carregadas pelo gás no processo anteriormente citado;
- Sistema de compressão: processo de fornecimento de energia de pressão ao gás, utilizando-se turbo ou motocompressores;
- Sistema de remoção de CO<sub>2</sub>: processo em que o CO<sub>2</sub> é removido caso o gás natural produzido apresente teor de CO<sub>2</sub> maior ou igual a 2% vol.;
- Sistema de desidratação: processo químico de remoção da água existente no gás sob a forma de vapor (umidade do gás);
- Reinjeção de gás (armazenamento): método de recuperação secundária convencional de petróleo baseado no processo imiscível de reinjeção de gás no reservatório por um poço injetor submarino;
- Exportação: processo de transferência de gás para o continente por gasodutos que operam a alta pressão (10 a 17 x 10<sup>3</sup> kPa);
- Gás lift: método de elevação artificial do petróleo que estimula os poços produtores via injeção contínua de gás na coluna de produção (tubulação que interliga o poço submarino à instalação de produção);
- Sistema de gás combustível: sistema de consumo interno ou consumo próprio nas instalações de produção de petróleo. Esse sistema é dividido em gás combustível de alta pressão e de baixa pressão. No caso do gás de alta pressão, este é consumido por turbinas a gás para geração de eletricidade para o consumo da instalação marítima (consumo energético). O gás de baixa pressão é consumido para fins não energéticos (consumo não energético). Ainda há uma parcela do gás de baixa pressão que é utilizado nos queimadores (sistema de alívio). O consumo interno do gás representa aproximadamente 14% da vazão volumétrica do gás produzido pela instalação marítima. Desse montante, 80% são utilizados para fins energéticos;
- Sistema de vent: liberação de correntes residuais de gás natural para a atmosfera provenientes de equipamentos da planta de processamento de petróleo e de gás natural;
- Sistema de alívio: constituído por despressurização e alívio de gases da planta de processo quando da ocorrência de situações de emergência. Esse sistema dispõe de vaso coletor para remoção de líquido e de um sistema de queimadores (*flares*) responsável pela queima controlada de combustível gasoso e pela emissão de gases de combustão para a atmosfera.

As emissões de CO<sub>2</sub> provenientes de instalações marítimas típicas de produção de petróleo, como as descritas neste estudo,<sup>16</sup> são basicamente oriundas de *venting* e *flaring* do gás natural (o gás natural bruto que contém em sua composição CO<sub>2</sub>) e da sua utilização (principalmente geração de eletricidade) (MAIA, 2007; SCHAEFFER et al., 2012).

O consumo interno ou autoconsumo de gás natural de uma instalação marítima de produção de petróleo e gás pode chegar a 14% da vazão volumétrica do gás produzido, como já mencionado (MAIA, 2007). No presente estudo, considerando o autoconsumo de 14%, foi estimado que o autoconsumo de gás natural corresponde a 3,2 m<sup>3</sup>/bbl óleo produzido. Vale ressaltar que, em face da indisponibilidade de dados e visando a uma análise conservadora em relação às emissões de CO<sub>2</sub>, não foi feita uma diferenciação entre a energia consumida na produção de óleo do pós-sal e do pré-sal; logo, não foram consideradas diferenças nas condições de exploração dos campos do pré-sal e do pós-sal (i.e., profundidade e distância da costa). Esse autoconsumo foi considerado constante ao longo do tempo e igual para todas as capacidades médias de plataforma.

Considerando os processos e as fontes de emissões de GEE que estão presentes em uma FPSO, a seguir são apresentadas informações para realizar a captura de CO<sub>2</sub> durante a produção de óleo e gás natural.

## 2.2 CAPTURA DE CO<sub>2</sub> EM PLATAFORMAS DE PRODUÇÃO DE ÓLEO E GÁS NATURAL NOS CAMPOS DO PRÉ-SAL

A análise apresentada nesta seção é inédita e, portanto, diante da ausência de dados públicos, falta de histórico relevante da produção de óleo e gás natural nos campos do pré-sal e complexidade do problema retratado neste estudo, foram adotadas várias premissas e hipóteses para realizar as simulações, apresentadas a seguir. Sendo assim, torna-se evidente o alto grau de incerteza aqui considerado e, portanto, as simulações e seus resultados poderão ser aprimorados no futuro.

A captura do CO<sub>2</sub> pode ser realizada antes (pré-combustão) ou após a utilização do gás natural (pós-combustão). Neste estudo, considera-se que a captura do CO<sub>2</sub> é feita diretamente do gás associado extraído nos campos do pré-sal (pré-combustão). É importante destacar que não é considerada a captura de CO<sub>2</sub> a partir da combustão do gás para geração de energia elétrica nem do gás em *flares*.

Não é possível capturar a totalidade do CO<sub>2</sub> emitido pelas plataformas de produção de óleo e gás natural. Então, surge aqui o conceito de CO<sub>2</sub> “capturável”. CO<sub>2</sub> capturável é a parcela do CO<sub>2</sub> emitido, principalmente, na extração de óleo e gás natural, na geração de calor e/ou queima de combustíveis fósseis no setor industrial e na geração de energia elétrica, que é viável de ser separada utilizando pelo menos uma das rotas tecnológicas disponíveis. Rotas tecnológicas incluem: pré-combustão, pós-combustão e oxicomustão. Além disso, dessa parcela de CO<sub>2</sub> capturável, são de fato capturados entre 85% e 90% do CO<sub>2</sub> devido às limitações técnicas dos métodos de separação de gases existentes (COSTA, 2014; IEA, 2012; RODDY, 2012; ROCHEDO, 2011; KURAMOCHI, 2012).

---

**16** As instalações marítimas utilizadas para exploração e produção de petróleo são detalhadas no capítulo correspondente a E&P de petróleo e gás natural do relatório do setor de energia, elaborado pela equipe deste trabalho. O relatório de energia constitui outro produto deste estudo.

O método de captura mais indicado para as novas plataformas do pré-sal (FPSO) seria a membrana (DINO, 2008). Membranas são estruturas que separam dois meios e atuam como barreiras seletivas em que determinadas moléculas são capazes de atravessar de um lado para o outro. Na separação<sup>17</sup> de gases, a tecnologia de membranas se baseia na interação química ou física dos gases com a membrana, o que permite que certos gases atravessem a membrana a velocidades maiores que outros.

O módulo de membrana, seja em folha espiralada ou em fibra oca, faz com que o *footprint* dessas unidades seja significativamente menor que o *footprint* de tecnologias convencionais de absorção, como dito no capítulo 1 deste relatório. Isso pode ser verificado na Figura 34, na qual a unidade de membranas envolvida pelo retângulo amarelo substitui toda a unidade de absorção mostrada no restante da foto, como também citado no capítulo 1 deste relatório (DORTMUND; DOSHI apud MORETZ-SOHN; MONTEIRO, 2009).

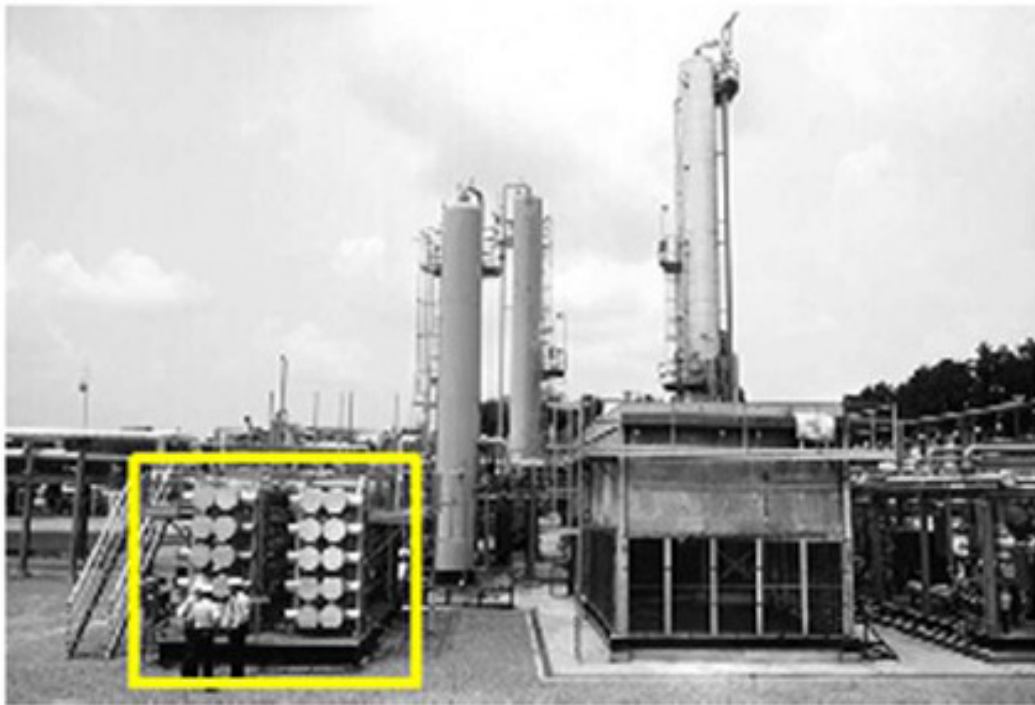


Figura 34 – *Footprint* Requerido por Unidades de Membranas e Absorção de Aminas

Fonte: DORTMUND; DOSHI apud MORETZSOHN; MONTEIRO, 2009

Portanto, no caso das plataformas a serem utilizadas na exploração dos campos do pré-sal, o uso das membranas se justifica principalmente devido ao seu *footprint*. Um módulo de membrana, em folha espiralada ou fibra oca, tem *footprint* menor do que o de uma planta de captura que utiliza, por exemplo, o método de absorção química, como dito anteriormente. O espaço necessário para acomodar todos os equipamentos utilizados na captura por absorção química não está disponível, normalmente,

---

<sup>17</sup> Para mais informações, ver capítulo 1 – Aspectos conceituais de CCS – deste relatório.



em uma FPSO. Os *layouts* das FPSO são bem definidos e os espaços são restritos. Além disso, por ser um tipo de plataforma que não é fixa, pode gerar instabilidade na estrutura ao alocar equipamentos para absorção química como as torres de absorção,<sup>18</sup> que têm grandes dimensões (ROCHEDO, 2011; CASTELO BRANCO, 2008).

A partir da seleção do método de captura (membranas), foi selecionado como módulo padrão o sistema UOP Separex<sup>TM</sup>, que é um tipo de módulo compacto desenvolvido pela UOP que pode ser instalado em FPSO, como é o caso das plataformas de produção dos campos do pré-sal (UOP, 2013; PETROBRAS, 2014; ECHT; MEISTER, 2009). Segundo UOP (2013), foram contratados pela Petrobras módulos do sistema UOP Separex<sup>TM</sup> para separar CO<sub>2</sub> de 7 milhões m<sup>3</sup> de gás natural por dia nos campos do pré-sal e oito módulos para serem instalados em plataformas de produção (FPSO) na Bacia de Santos.

Estima-se que um módulo do sistema UOP Separex<sup>TM</sup> (membrana + skid<sup>19</sup>) ocupe uma área de aproximadamente 347 m<sup>2</sup> e pese cerca de 582 toneladas (UOP, 2009). Este é um módulo compacto para ser utilizado em plataformas de produção de óleo e gás e corresponde aos seis módulos (membranas + skids) de um *design* mais antigo que ocupava uma área de 1.185 m<sup>2</sup>. Com a utilização do sistema compacto ocorre, portanto, redução de cerca de 70% na área ocupada pelos módulos (*footprint*) (UOP, 2009). A Figura 35 e a Figura 36 ilustram *skids* contendo módulos de membranas do sistema UOP Separex<sup>TM</sup>.



Figura 35 – *Skids* com Módulos de Membranas do Tipo UOP Separex<sup>TM</sup>

Fonte: UOP, 2009

---

18 A descrição mais detalhada de todos os métodos de captura, inclusive absorção química, encontra-se no capítulo 1 deste relatório.

19 *Skid* é uma estrutura que suporta os sistemas de membranas e outros equipamentos alocados nas instalações marítimas.



Figura 36 – Skid com Módulos de Membrana do Tipo UOP Separex™

Fonte: UOP, 2009

A Figura 37 mostra um módulo de membrana do sistema UOP Separex™ (módulo e seção transversal do módulo).



Figura 37 – Módulos de Membrana do Sistema UOP Separex™

Fonte: UOP, 2009

A Figura 38 mostra o elemento utilizado no carregamento do gás na entrada do módulo do sistema UOP Separex™.



**Figura 38 – Elemento Utilizado no Carregamento de Gás de um Módulo de Membrana**

Fonte: UOP, 2009

Segundo a Petrobras (2014) e UOP (2013), serão utilizados módulos de membranas iguais em todas as plataformas de produção de óleo e gás (FPSO) no pré-sal. De acordo com essa informação, foi adotada, neste estudo, a premissa de que todos os módulos de membranas seriam iguais, independentemente da capacidade média das plataformas e dos teores de  $\text{CO}_2$  do gás associado produzido nos campos do pré-sal. O que deve variar é o número de módulos por tipo de plataforma, conforme será explicado a seguir. Note-se também que uma mesma FPSO deve operar em diferentes campos de produção com diferentes características e, por isso, as FPSO que operarão no pré-sal não devem ser construídas sob medida e com especificações exclusivas (*taylor-made*).

Sendo assim, foi feito o dimensionamento dos módulos de membrana e captura de  $\text{CO}_2$  a serem considerados neste estudo para, conseqüentemente, calcular o potencial de captura de emissões e os custos de captura do  $\text{CO}_2$  que seria emitido na exploração dos campos do pré-sal. A seguir, apresentam-se a metodologia utilizada e os resultados da aplicação da referida metodologia.

## 2.2.1 DIMENSIONAMENTO DA MEMBRANA E CAPTURA DE CO<sub>2</sub>

### 2.2.1.1 METODOLOGIA

O dimensionamento do módulo da membrana usada para a captura de carbono nos campos de óleo e gás natural do pré-sal foi feito utilizando-se o Aspen Hysys®, *software* de simulação de processos que permite a otimização de processos e operações.

O modelo desenvolvido foi validado com dados do estudo de Echt e Meister (2009), que avaliaram os resultados da instalação *offshore* em uma plataforma de processamento de gás natural na Ásia. No estudo em que o modelo aqui desenvolvido se baseou, foi utilizado o sistema de membranas UOP Separex™, desenvolvido pela UOP, empresa multinacional de fornecimento de tecnologia para o processamento de gás natural. Foram utilizadas especificações do sistema UOP Separex™ (ECHT; MEISTER, 2009), considerando o teor de CO<sub>2</sub> do campo e as exigências de especificação do gás natural vendido, e dados de características da membrana (BAKER; KAAEID, 2008) para a modelagem no Aspen Hysys®.

As características da membrana adotada foram baseadas em um exemplo que considerou um gás natural com teor inicial de 44,5% mol de CO<sub>2</sub> e especificação de no máximo 8% mol de CO<sub>2</sub> antes de ser transportado por dutos. O fluxo requerido do gás natural exportado é de 9,1 milhões de m<sup>3</sup> por dia, o que resulta em fluxo de alimentação máximo de 19,2 milhões de m<sup>3</sup> por dia, para o teor de 44,5% mol de CO<sub>2</sub> contido no gás natural. O estudo considerou um sistema de membrana em dois estágios, mostrado na Figura 39.

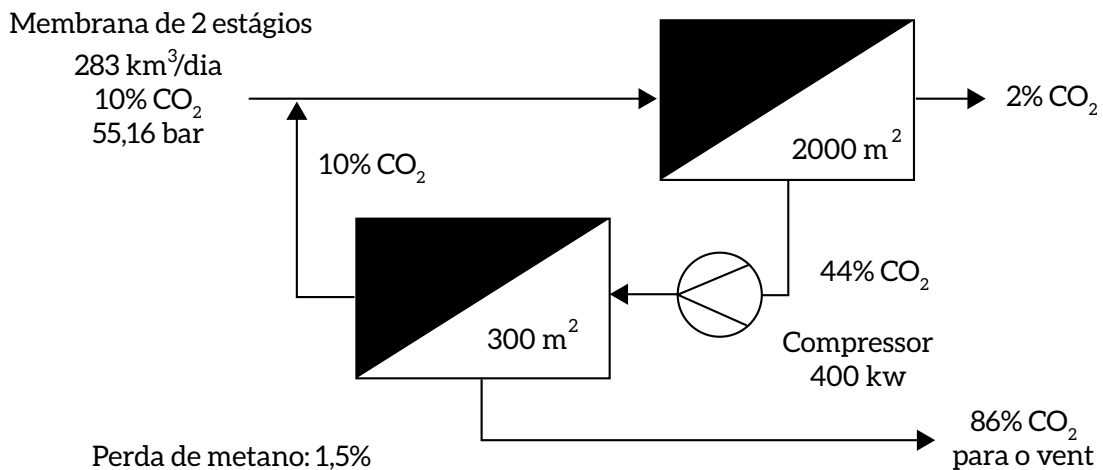


Figura 39 – Exemplo de Membrana em Dois Estágios

Fonte: BAKER; KAAEID, 2008

No primeiro estágio, ocorre a separação do CO<sub>2</sub>, gerando um gás que obedece à especificação de teor de dióxido de carbono. No entanto, o CO<sub>2</sub> separado ainda contém uma porcentagem alta de gás natural. Logo, esse gás passa por uma segunda membrana, onde ocorre nova separação, tendo como produtos um gás muito concentrado em CO<sub>2</sub> – que já pode ser injetado – e um gás que retornará ao primeiro estágio da membrana. Assim, as perdas do gás natural são reduzidas consideravelmente quando em comparação à membrana de um estágio (BAKER; KAAEID, 2008).

Os parâmetros de projeto utilizados para as simulações realizadas para os campos do pré-sal, neste relatório, foram baseados nos parâmetros definidos por Echt e Meister (2009), conforme a Tabela 5.

**Tabela 5 – Parâmetros do Sistema de Echt e Meister (2009)**

		Definição de projeto
<b>Entrada da membrana</b>		
Fluxo máximo de gás	milhões de m <sup>3</sup> /dia	19,2
Teor de CO <sub>2</sub>	% mol	44,5
<b>Especificação requerida</b>		
Fluxo mínimo de gás	milhões de m <sup>3</sup> /dia	9,1
Teor de CO <sub>2</sub>	% mol	< 8
Recuperação do hidrocarboneto	%	> 95

Fonte: Elaboração própria com base em ECHT; MEISTER, 2009

A partir do exemplo apresentado e desses dados, foi possível calcular a área de membrana necessária para determinado volume de gás. Em Echt e Meister (2009), foram considerados seis módulos de membrana. No entanto, para o presente estudo, a metodologia adotada foi o dimensionamento de apenas um módulo. Este único módulo foi dimensionado considerando que o gás extraído teria 45% mol de CO<sub>2</sub>, como é o caso do Campo de Libra, no pré-sal, e que é o limite superior da faixa de teores de CO<sub>2</sub> considerada para o modelo aqui desenvolvido. O módulo padrão dimensionado, portanto, não está otimizado para campos com outros teores de CO<sub>2</sub> e foi dimensionado de forma mais conservadora. O módulo padrão de separação por membranas em plataformas é capaz de processar um volume máximo de 3,1 milhões de m<sup>3</sup> por dia. Dependendo da capacidade de processamento da plataforma, mais de um módulo pode ser adquirido e todos os cálculos podem ser replicados para os módulos adicionais. A ideia é que uma mesma FPSO possa operar em diferentes campos com diferentes teores de CO<sub>2</sub>.

Para as simulações aqui realizadas, foram consideradas três capacidades médias diferentes de plataformas, com produções diárias de 100, 150 e 200 mil barris de óleo. Segundo a IEA (2014), a quantidade média de gás bruto extraído no processamento de um barril de óleo do pré-sal é de cerca de 40 m<sup>3</sup>. Portanto, cada plataforma terá sua respectiva capacidade de produção de gás extraído.

Uma vez que ainda há incerteza quanto à quantidade precisa de CO<sub>2</sub> no gás natural do pré-sal, foi considerada uma faixa ampla, entre 10% e 45% mol de teor de CO<sub>2</sub>, segundo proposto pela literatura científica disponível (DINO, 2008; IEA, 2014; CREDIT SUISSE, 2014). A área de membrana de cada módulo foi considerada a mesma, tanto para 10% mol quanto para 45% mol de CO<sub>2</sub>. Então, foram elaborados dois cenários de teor de CO<sub>2</sub>, um para 10% mol e outro para 45% mol, para cada capacidade média de plataforma adotada.

Utilizando-se a modelagem apresentada, também foram obtidos os volumes de reinjeção e de produção de gás para um único módulo, bem como a composição de cada um desses gases. Os dados são diferentes para os diversos teores de CO<sub>2</sub> considerados. De acordo com a capacidade da plataforma, pode haver um volume de gás bruto extraído do campo que excede a capacidade da membrana. Esse volume não passa pela membrana (*bypass* do gás bruto) e é injetado diretamente no reservatório, junto com o gás rico em CO<sub>2</sub> capturado na membrana, como mostrado esquematicamente na Figura 40.

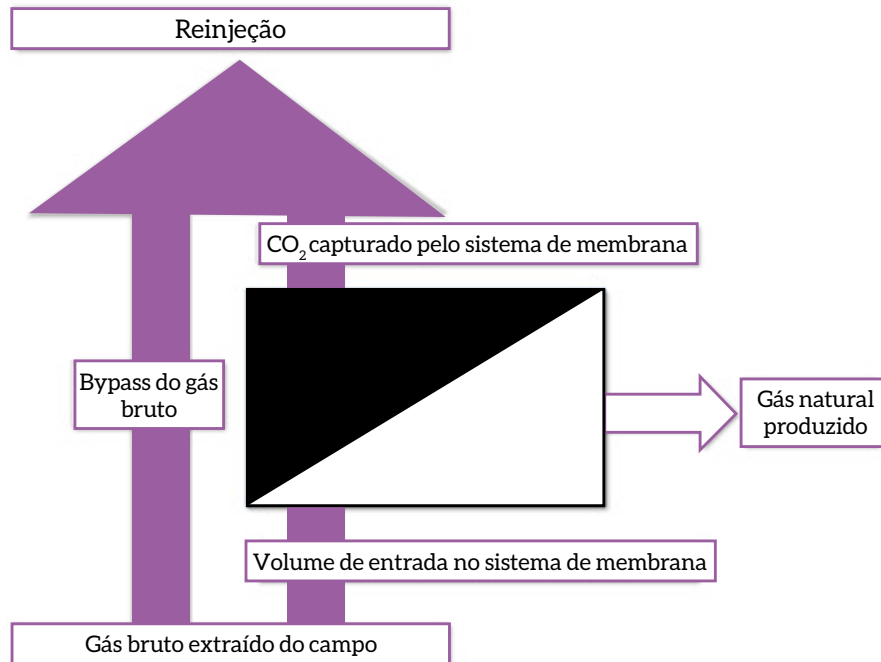


Figura 40 – Esquemática do Funcionamento da Membrana

Fonte: Elaboração própria

Assim, foi possível calcular, para cada teor de CO<sub>2</sub> e cada capacidade de plataforma considerados, o número de módulos necessário, os volumes capturados na membrana, os volumes reinjetados (i.e., o CO<sub>2</sub> capturado e o *bypass*) e os volumes produzidos.

Para chegar ao volume reinjetado de CO<sub>2</sub> por ano, foi obtida uma taxa de captura, em quantidade de CO<sub>2</sub> por barril produzido (ktCO<sub>2</sub>/bbl), que considera a taxa de captura para cada tipologia de plataforma e a estimativa de plataformas para o pré-sal. A taxa de captura por capacidade de plataforma foi calculada dividindo-se o volume injetado de CO<sub>2</sub> pela capacidade de processamento da plataforma. A taxa de captura anual é uma média ponderada entre a taxa de captura da plataforma pela quantidade de plataformas existentes no ano operando no pré-sal. Assim, obteve-se uma taxa de captura de CO<sub>2</sub> por barril de óleo produzido. Em seguida, multiplicou-se a taxa de captura anual pela produção anual do pré-sal e obteve-se o volume reinjetado de CO<sub>2</sub>. A penalidade energética considerada pelo uso das membranas foi a energia elétrica utilizada pelos compressores. Essa energia foi estimada pela potência dos compressores dimensionados pela modelagem feita no Hysys para processar nas membranas os volumes de gás bruto estimados para cada capacidade de plataforma.

O volume de gás extraído por cada tipo de plataforma foi utilizado em conjunto com as estimativas do número e evolução das capacidades das plataformas, elaboradas no capítulo de exploração e produção de óleo e gás natural do setor de energia deste estudo. Também para o capítulo de exploração e produção do setor de energia, foram elaboradas curvas de produção líquida de gás natural do pré-sal que dependem do teor de CO<sub>2</sub> no reservatório (10% mol CO<sub>2</sub> e 45% mol CO<sub>2</sub>).

### 2.2.1.2 RESULTADOS

Os resultados da separação por membrana por tipologia de plataforma estão apresentados na Tabela 6 e na Tabela 7, separados pelo respectivo teor de CO<sub>2</sub> no gás bruto.

- Teor de CO<sub>2</sub> na entrada: 10% mol

Tabela 6 – Volumes de Produção e Reinjeção para o Gás com Teor de 10% mol de CO<sub>2</sub>

Capacidade média das plataforma (mil bpd)	Volume gás extraído (Mm <sup>3</sup> /dia)	Módulos de membrana	Bypass do gás extraído (M m <sup>3</sup> /dia)	Produção bruta de gás natural (M m <sup>3</sup> /dia)	
100	4,0	1	1	2,73	
150	6,0	2	0	5,46	
200	8,0	2	2	5,46	
Capacidade média das plataforma (mil bpd)	Reinjeção (Mm <sup>3</sup> /dia)	Teor de CO <sub>2</sub> no gás reinjetado	Captura de CO <sub>2</sub> na membrana (kt/dia)	Taxa de captura	
				%	(tCO <sub>2</sub> /bbl)
100	1,37	26%	0,66	89%	0,0066
150	0,74	70%	0,95	86%	0,0064
200	2,74	26%	1,31	89%	0,0066

Fonte: Elaboração própria

- Teor de CO<sub>2</sub> na entrada: 45% mol

Tabela 7 – Volumes de Produção e Reinjeção para o Gás com Teor de 45% mol de CO<sub>2</sub>

Capacidade média da plataforma (mil bpd)	Volume gás extraído (Mm <sup>3</sup> /dia)	Módulos de membrana	Bypass do gás extraído (Mm <sup>3</sup> /dia)	Produção bruta de gás natural (Mm <sup>3</sup> /dia)	
100	4,0	1	1	1,82	
150	6,0	2	0	3,64	
200	8,0	2	2	3,64	
Capacidade média da plataforma (mil bpd)	Reinjeção (Mm <sup>3</sup> /dia)	Teor de CO <sub>2</sub> no gás reinjetado	Captura de CO <sub>2</sub> na membrana (kt/dia)	Taxa de captura	
				%	(tCO <sub>2</sub> /bbl)
100	2,28	75%	3,15	96%	0,0315
150	2,56	95%	4,48	91%	0,0299
200	4,56	75%	6,30	96%	0,0315

Fonte: Elaboração própria

Considerando a projeção da produção de óleo no Brasil apresentada no capítulo de exploração e produção do relatório do setor de energia<sup>20</sup> deste estudo e que as instalações marítimas novas serão do tipo FPSO devido à produção em águas profundas e ultraprofundas, foram feitas estimativas do número de plataformas necessárias.

Nesse caso, a projeção elaborada foi conservadora, considerando que todas as plataformas implementadas em um mesmo ano terão a mesma capacidade média. Essa capacidade média aumenta ao longo do tempo em função de uma maior produção decorrente do pré-sal, que exigirá plataformas de maior porte para processar os volumes de óleo estimados para essa região.

- Pós-sal: todas as plataformas com capacidade média de 100 mil barris por dia;
- Pré-sal: até 2019: capacidade média de 100 mil barris por dia;  
2020-2035: capacidade média de 150 mil barris por dia;  
2035 em diante: capacidade média de 200 mil barris por dia.

A escolha da capacidade média das plataformas foi baseada em estudos realizados pelo Credit Suisse (2014), que utilizou uma média de 100 mil bpd, e pela IEA (2014), que utilizou como média 150 mil bpd. Além disso, assumiu-se que as plataformas têm 30 anos de vida útil (LUCZYNSKI, 2002) e que, quando uma plataforma for substituída, outra de maior porte entrará em seu lugar.

Assim, chegou-se ao número de plataformas novas e em operação que consta na Tabela 8 e na Figura 41.

**Tabela 8 – Estimativa de Plataformas**

Ano	Pós-sal		Pré-sal	
	Em operação	Novas <sup>23</sup>	Em operação	Novas
2010	21	2	1	0
2015	29	13	8	7
2020	33	9	12	4
2025	33	5	16	4
2030	29	5	21	5
2035	22	5	26	5
2040	15	2	28	3
2045	10	0	24	3
2050	6	0	20	0

Fonte: Elaboração própria

<sup>20</sup> Trata-se de outro relatório deste estudo, também desenvolvido pelos mesmos autores do presente capítulo.

<sup>21</sup> Por “novas”, entende-se o número de plataformas adquiridas ao longo dos cinco anos, considerando tanto as plataformas adicionais para aumentar a capacidade de produção quanto as plataformas de reposição que vão substituir as mais antigas.



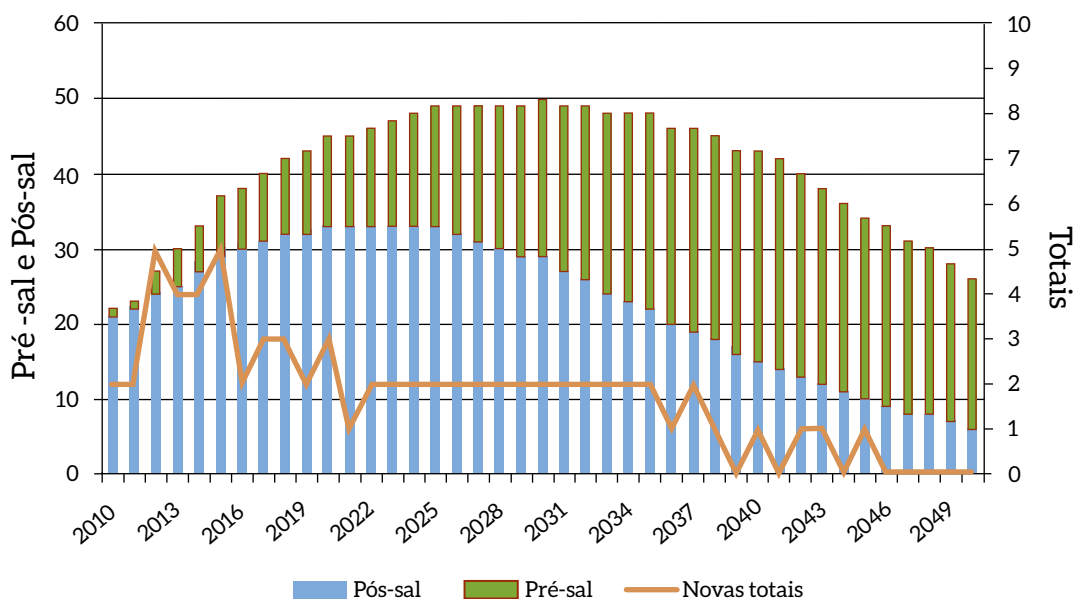


Figura 41 – Estimativa de Plataformas

Fonte: Elaboração própria

É importante destacar que, a partir do ano 2038, não foi considerada a inserção de novas plataformas de produção para o pós-sal em substituição a plataformas de produção que chegaram ao final de sua vida útil. Isso ocorreu porque, de acordo com a estimativa apresentada, a produção de óleo diminuiu consideravelmente nesse período, não necessitando da reposição de plataformas. Em seguida, na Tabela 9, pode-se ver um detalhamento das estimativas das plataformas do pré-sal.

Tabela 9 – Detalhamento da Estimativa de Plataformas para o Pré-sal

Detalhamento das Plataformas do Pré-Sal							
Ano	Capacidade Média das Plataformas (kbpd)	Plataformas em Produção (kbpd)			Novas		
		100	150	200	100	150	200
2010	100	1			0		
2015	100	8			7		
2020	150	11	1		3	1	
2025	150	11	5			4	
2030	150	11	10			5	
2035	150	11	15			5	
2040	200	10	15	3			3
2045	200	3	15	6			3
2050	200	0	14	6			0

Fonte: Elaboração própria

O número de plataformas projetadas se encontra na mesma ordem de grandeza apresentada pela Petrobras (2014) e pelo relatório do Credit Suisse (2014). E uma das capacidades adotadas pelo presente estudo está de acordo com a capacidade média utilizada em IEA (2014), que é de 150 mil bpd, como dito anteriormente. Sendo assim, o número de plataformas e as capacidades estimadas pelo presente estudo encontram-se na mesma ordem de grandeza dos relatórios presentes na literatura.

Após o dimensionamento das plataformas, foi estimada a penalidade energética considerada pelo uso das membranas e considerado o uso da energia elétrica de compressores. Essa energia foi estimada pela potência dos compressores dimensionados pela modelagem feita no Hysys para processar nas membranas os volumes de gás bruto estimados para cada capacidade de plataforma. As potências dos compressores encontram-se na Tabela 10.

**Tabela 10 – Potência Estimada para os Compressores a Serem Utilizados na Captura por Membranas em MW**

Potência do Compressor (MW)					
Teor de CO <sub>2</sub> : 10%			Teor de CO <sub>2</sub> : 45%		
100 kbpd	150 kbpd	200 kbpd	100 kbpd	150 kbpd	200 kbpd
4,62	9,24	9,24	11,14	22,28	22,28

Fonte: Elaboração própria

Considerando que os compressores funcionariam 24 horas por dia durante todo o ano, obtém-se a energia que seria utilizada pelos compressores em GWh e em m<sup>3</sup> de gás natural. Esses valores são calculados em função da estimativa das plataformas e suas capacidades e das potências dos compressores, conforme a Tabela 11.

**Tabela 11 – Consumo/Penalidade Energética das Membranas (Compressores) em GWh e Mm<sup>3</sup>**

Ano	Teor de CO <sub>2</sub> : 10%		Teor de CO <sub>2</sub> : 45%	
	Consumo Elétrico (GWh)	Consumo Gás (Mm <sup>3</sup> )	Consumo Elétrico (GWh)	Consumo Gás (Mm <sup>3</sup> )
2010	40,47	12,38	97,59	29,85
2015	323,77	99,02	780,69	238,77
2020	526,13	160,91	1.268,62	388,00
2025	849,90	259,93	2.049,31	626,76
2030	1.254,61	383,71	3.025,18	925,22
2035	1.659,32	507,49	4.001,04	1.223,68
2040	1.861,68	569,37	4.488,97	1.372,91
2045	1.821,20	557,00	4.391,39	1.343,06
2050	1.618,85	495,11	3.903,46	1.193,83

Fonte: Elaboração própria

As quantidades reinjetadas de CO<sub>2</sub> provenientes da produção do pré-sal estão na Tabela 12 e na Figura 42.

Tabela 12 – Quantidade Reinjetada de CO<sub>2</sub>

Ano	CO <sub>2</sub> Injetado (10%) (ktCO <sub>2</sub> /ano)	CO <sub>2</sub> Injetado (45%) (ktCO <sub>2</sub> /ano)
2010	103	494
2015	1.681	8.070
2020	2.699	12.932
2025	4.121	19.652
2030	5.885	27.960
2035	7.631	36.173
2040	8.757	41.549
2045	8.665	41.030
2050	7.434	35.142

Fonte: Elaboração própria

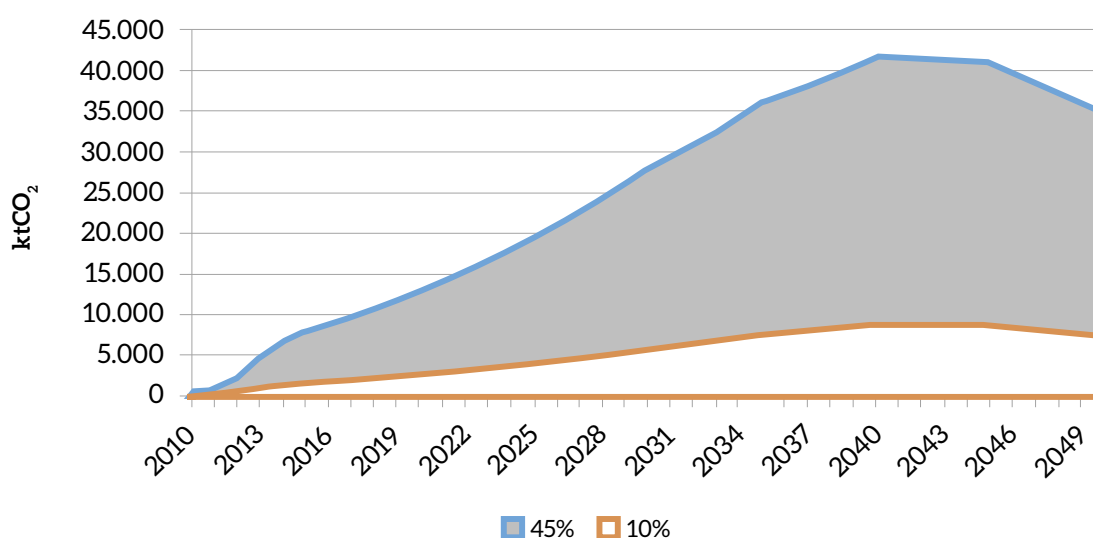


Figura 42 – Quantidade Reinjetada de CO<sub>2</sub>

Fonte: Elaboração própria

Na Figura 43 e na Figura 44, para cada extremo da faixa de teor de CO<sub>2</sub> considerada neste estudo, são apresentados os volumes de captura e reinjeção de CO<sub>2</sub> em comparação com as produções (bruta e líquida) de gás natural.

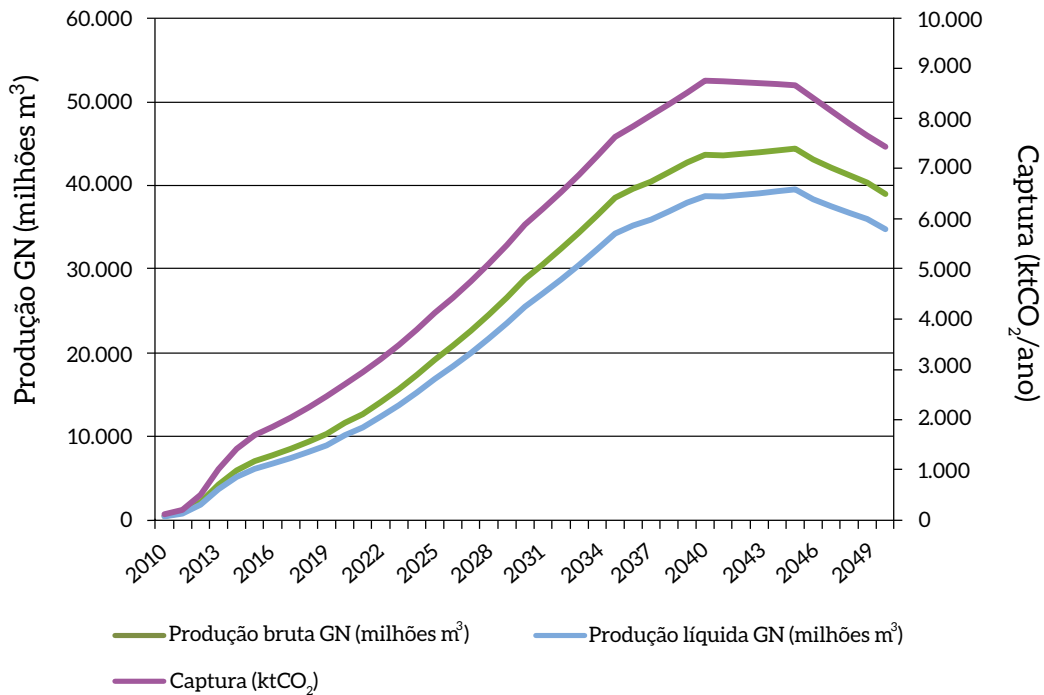


Figura 43 – Produção de Gás (Líquida e Bruta) e Captura para um Gás com Teor de 10% de CO<sub>2</sub>

Fonte: Elaboração própria

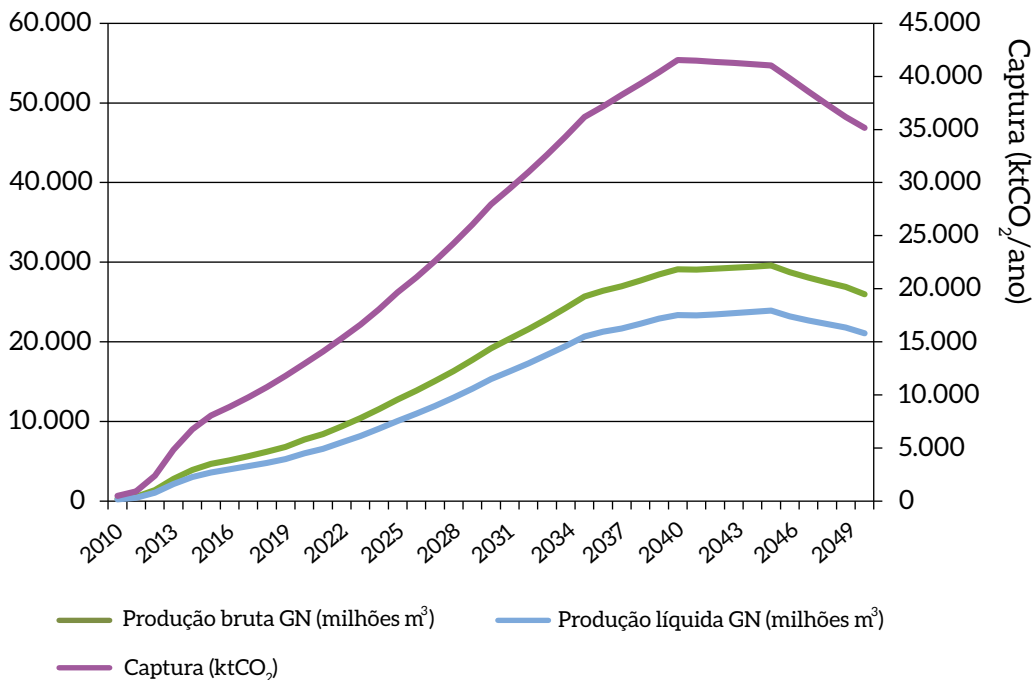


Figura 44 – Produção de Gás (Bruta e Líquida) e Captura para um Gás com Teor de 45% de CO<sub>2</sub>

Fonte: Elaboração própria

### 2.2.1.3 DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

É possível notar que o teor de  $\text{CO}_2$  no gás reinjetado é maior para as plataformas de 150 mil barris/dia. Isso ocorre porque o volume de produção nelas coincide com a capacidade de dois módulos de membranas, sendo possível tratar todo o gás extraído. Em outras palavras, não existe o *bypass* que diluiria o  $\text{CO}_2$  no gás a ser injetado e reduziria a produção de hidrocarbonetos. Para as plataformas de 100 e 200 mil barris/dia, há uma quantidade de gás rico em gás natural que as membranas não conseguem tratar, por isso é injetado novamente no solo. Esse desperdício de gás natural diminui o teor de  $\text{CO}_2$  no gás reinjetado.

Para o gás com 45% de  $\text{CO}_2$  na entrada, foi alcançado um teor de 95% de  $\text{CO}_2$  no gás reinjetado, o que se configura como um gás muito puro, justificando o tamanho da área de membranas calculado.

Quanto às taxas de captura, quando comparadas, percebe-se que, para a plataforma de 150 mil barris por dia, há uma taxa menor do que as de 100 e 200 mil bpd. Essa diferença pode ser explicada devido à passagem pela membrana de todo o gás extraído no poço. Como no processo de separação de gases há pequena perda de  $\text{CO}_2$ , a taxa de captura da plataforma de 150 mil bdp é penalizada, enquanto as outras, por terem um volume de *bypass*, reinjetam diretamente o volume do  $\text{CO}_2$  do *bypass* sem perda, o que aumenta a taxa de captura.

No que concerne à captura, percebe-se que esta ocorre de forma mais eficiente no gás bruto com teor de 45% de  $\text{CO}_2$ , naturalmente por causa da maior presença de  $\text{CO}_2$  no gás extraído. Logo, há tanto maior captura do  $\text{CO}_2$  no sistema de membranas quanto maior quantidade de dióxido de carbono no gás bruto que não passa pela membrana, mas que é reinjetado diretamente. Portanto, para um gás extraído do pré-sal com maior teor de  $\text{CO}_2$ , a produção de gás natural que estaria disponível para o mercado diminui.

A seguir, são apresentados os cálculos referentes aos custos de captura de  $\text{CO}_2$  estimada para ambos os cenários de teor de  $\text{CO}_2$  (10% mol  $\text{CO}_2$  e 45% mol  $\text{CO}_2$ ).

## 2.3 CUSTOS DA CAPTURA EM PLATAFORMAS

Os custos da utilização de um sistema de membranas do tipo UOP Separex™ em uma FPSO para captura de  $\text{CO}_2$  consistem nos custos de investimento e de operação e manutenção.

O sistema de membranas compreende a membrana em si e uma série de componentes, como tubulações e válvulas. O custo dos componentes foi estimado em US\$ 400/m<sup>2</sup> de membrana. O custo, devido à variedade de características possíveis dessas membranas, foi estimado por uma faixa de valores entre US\$ 100 e US\$ 400 por m<sup>2</sup> de membrana (BAKER; KAAEID, 2008). Somado a isso, acrescentou-se o custo do compressor (BHIDE et al., 1998) em função da sua potência, que varia para os gases com teor de 10% e 45% mol de  $\text{CO}_2$ . Sendo assim, chega-se a quatro cenários de custos, que são:

- 10% Baixo – Teor de CO<sub>2</sub>: 10% e custo da membrana: US\$ 100/m<sup>2</sup>;
- 10% Alto – Teor de CO<sub>2</sub>: 10% e custo da membrana: US\$ 400/m<sup>2</sup>;
- 45% Baixo – Teor de CO<sub>2</sub>: 45% e custo da membrana: US\$ 100/m<sup>2</sup>;
- 45% Alto – Teor de CO<sub>2</sub>: 45% e custo da membrana: US\$ 400/m<sup>2</sup>.

Para cada cenário, foi considerada a capacidade da plataforma, pois isso determina quantos módulos de membrana serão utilizados e, conseqüentemente, a área de membranas. Sendo assim, cada tipologia de plataforma também terá um custo de investimento diferente nos cenários. Por fim, o custo do investimento foi multiplicado pelo número de plataformas novas a cada ano para se chegar ao investimento anual.

Os custos de operação e manutenção foram considerados como 5% do investimento total e a vida útil do projeto de 40 anos (BAKER; LOKHANDWALA, 2008; BHITE et al., 1998). A taxa de desconto e os juros de construção (dos três anos iniciais) serão iguais a 12% a.a., considerando-se que se trata de um investimento sob a lógica de custo de oportunidade de capital do setor de óleo e gás. Os investimentos para os sistemas de membranas são apresentados na Tabela 13.

**Tabela 13 – Custos de Investimento para o Sistema de Membranas**

Capacidade Média da Plataforma (mil bpd)	Custo Skid (MUS\$)		Custo Compressor (MUS\$)	
	Baixo	Alto	10% CO <sub>2</sub>	45%CO <sub>2</sub>
100	21,00	37,80	9,18	17,25
150	42,00	75,60	15,08	28,41
200	42,00	75,60	15,08	28,41

Capacidade Média da Plataforma (mil bpd)	Investimento Total (MUS\$)			
	10%		45%	
	Baixo	Alto	Baixo	Alto
100	30,15	46,95	38,25	76,05
150	57,08	90,68	70,41	146,01
200	57,08	90,68	70,41	146,01

Fonte: Elaboração própria

Note-se que o custo das plataformas de 150 e 200 kbpd são os mesmos, pois ambas utilizam dois módulos de membranas, enquanto a plataforma de 100 kbpd utiliza apenas um.

A partir disso, cada investimento total foi anualizado<sup>22</sup> para os quatro cenários de custos apresentados. Em seguida, com a quantidade anual capturada de CO<sub>2</sub>, foi calculado o custo anual de captura (US\$/tCO<sub>2</sub>) para o período de 2010 a 2050. A partir do custo anual, foi calculado o custo anual médio.

<sup>22</sup> Investimento anualizado ao longo dos 40 anos de vida útil, considerando 2010 como ano-base e 2050 como ano de corte.

Os resultados para os quatro cenários estão na Tabela 14.

**Tabela 14 – Custo de Captura Médio**

Cenários	Custo de Captura Médio (US\$/tCO <sub>2</sub> )
10% Baixo	16,5
10% Alto	20,9
45% Baixo	3,9
45% Alto	5,9

Fonte: Elaboração própria

Os custos médios de captura para os cenários com teor de CO<sub>2</sub> no gás bruto de 45% mol variam de 3,90 a 5,90 US\$/tCO<sub>2</sub>. Encontram-se abaixo dos valores apresentados para os cenários com teor de CO<sub>2</sub> 10% mol, que variam de 16,5 a 20,9 US\$/tCO<sub>2</sub>. A diferença entre as faixas de custos médios de captura se deve, sobretudo, às quantidades de CO<sub>2</sub> capturadas nos cenários. Para chegar ao custo de captura médio, calcula-se a razão entre o custo total acumulado ao longo de todo o período analisado e o total acumulado de toneladas de CO<sub>2</sub> capturadas. Nos dois cenários de custos para os quais a quantidade de CO<sub>2</sub> capturada é maior (teor de CO<sub>2</sub> igual a 45% mol CO<sub>2</sub>), tem-se um denominador da equação maior, o que leva a um resultado menor. Portanto, os custos para esses últimos cenários são menores.

Além do cálculo dos custos da captura acima discriminados, este estudo estimou os custos da captura descontados da receita líquida adicional, que é obtida com a venda do gás natural produzido nos campos do pré-sal, para ambos os cenários de teor de CO<sub>2</sub> (10% mol CO<sub>2</sub> e 45% mol CO<sub>2</sub>). Note-se que o elevado teor de CO<sub>2</sub> dos campos do pré-sal já descobertos impede que se direcione o gás extraído para unidades de processamento *onshore* sem prévia separação do CO<sub>2</sub> associado.

Nesse sentido, as receitas líquidas foram estimadas segundo a Equação 2:

$$\text{Receita Líquida} = (\text{Preço Gás Natural} - \text{Custo Trans/Proc}) \times \text{VOL} \quad (2)$$

Onde,

Preço *city gate* gás natural – (US\$);

Custo trans/proc – custo de transporte e processamento do gás natural (US\$);

Vol – produção líquida de gás natural disponível para o mercado (m<sup>3</sup>).

Ou seja, considera-se o preço *city gate* do gás natural deduzido dos custos de transporte e processamento para indicar, segundo uma análise *net-back*, o valor máximo da produção de gás.

Para realizar esses cálculos, foram consideradas as mesmas premissas utilizadas para calcular os custos de captura sem a receita líquida apresentados anteriormente. Nesse caso, foi deduzida do custo de captura a receita líquida anual. Para o cálculo da receita líquida anual, o preço<sup>23</sup> do gás natural foi obtido a partir do preço estimado para o gás natural presente no Campo de Camarupim (*city gate*), no pré-sal. Foi considerado o preço do gás de aproximadamente US\$ 10/MMBtu (WOOD; MACKENZIE, 2012). Descontaram-se desse valor US\$ 6,2, sendo US\$ 1,2/MMbtu relativo ao transporte (normalmente, representa 15% do preço total) e US\$ 5,0/MMbtu referentes à distribuição (NERA, 2012; EPE, 2014). Chegou-se, então, a um preço líquido do gás natural de US\$ 3,8/MMbtu, ou seja, chegou-se a um valor de US\$ 0,14 por Nm<sup>3</sup> de gás natural. A partir daí, esse valor foi multiplicado pelo volume de gás natural produzido (produção líquida) e chegou-se aos custos de captura médios com receita líquida do gás natural, apresentados na Tabela 15.

**Tabela 15 – Custo de Captura Médio com Receita Líquida**

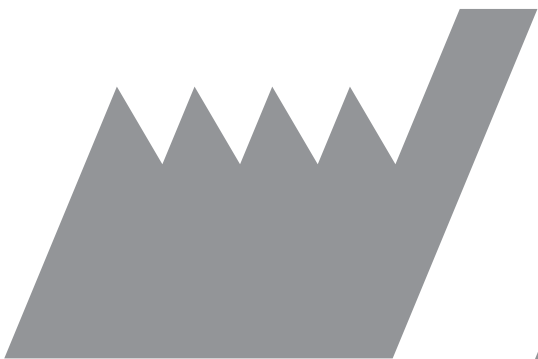
Cenários	Custo de Captura Médio com Receita Líquida do GN (US\$/tCO <sub>2</sub> )
10% Baixo	-594,3
10% Alto	-589,9
45% Baixo	-73,7
45% Alto	-71,6

Fonte: Elaboração própria

A partir desses resultados, fica evidente que os custos se tornam fortemente negativos quando se lhes deduz a receita adicional associado ao gás. Isso significa que, considerando a receita líquida que pode ser obtida a partir do gás natural produzido quando ocorre a captura de CO<sub>2</sub> nos campos do pré-sal, os custos de captura mais do que se remuneram com a venda do gás natural. Tal fato deve tornar a opção de produção de gás natural no pré-sal com captura a melhor opção do ponto de vista econômico e do ponto de vista ambiental. Sendo assim, os cenários de emissões de CO<sub>2</sub> apresentados neste estudo, com captura de carbono nas plataformas operando na produção de óleo e gás natural nas bacias do pré-sal, poderiam ser entendidos como linha de base.

<sup>23</sup> Os dados de custo e preço do gás natural estimados aqui se coadunam com os dados apresentados pelo Plano Decenal de Expansão da Malha de Transporte Dutoviária – PEMAT 2013-2022 (EPE, 2014). Esses valores também são compatíveis com padrões de custo de transporte tipicamente encontrados no *offshore* brasileiro. Por exemplo, considerando um preço médio na UPGN do gás do campo de Camarupim igual a cerca de 9 US\$/MMBTU, um gasoduto de 55 km e 24" de custo equivalente a 165 milhões de dólares (WOOD MACKENZIE, 2012), temos um custo de duto de 125 US\$/m.polegada. Esse valor está na mediana da faixa considerada para gasodutos *offshore* e nos leva a cerca de 4-5 US\$/MMBTU para o custo de transporte (taxa de 8% a.a. e 40 anos de operação).





# CCS no refino de petróleo

Capítulo

**3**

---

## 3 CCS NO REFINO DE PETRÓLEO

### 3.1 FONTES DE EMISSÃO

O processamento do petróleo é realizado nas refinarias, onde o óleo bruto é separado e convertido em diversas frações com maior valor de mercado, como gasolina, diesel, querosene etc. A configuração de uma refinaria depende das características do óleo bruto e da cesta de produtos que a refinaria oferta ao mercado.

Ademais, o processamento do petróleo demanda aporte de energia, dado que a desagregação do óleo em seus produtos refinados não é espontânea. Usualmente, em uma refinaria, a maior parte do consumo energético é garantida pelo próprio petróleo por meio de seus derivados, como óleo combustível e gás de refinaria. Contudo, crescentemente, o consumo energético de gás natural tem ganhado destaque, sobretudo em centrais de cogeração associadas às refinarias. Em base energética, esse consumo pode variar entre 4% e 15% da carga da refinaria (SZKLO; SCHAEFFER, 2007) em função da tipologia da refinaria.

Porém, deve-se destacar que o refino também se caracteriza por um consumo relevante de combustíveis fósseis, principalmente gás natural, sob a forma não energética. Isto é, o hidrocarboneto é consumido na geração de insumos químicos pelo processo de refino. Esses consumos também geram emissões de GEE, classificadas como emissões de processo.

DNV (2010) estima que cerca de 6% das emissões totais de GEE, em 2005, tiveram sua origem nas refinarias de petróleo. Segundo inventários de emissão de GEE, o refino de petróleo representa cerca de 2,7%, 3,2% e 2,0% das emissões totais nacionais de EUA, União Europeia e Brasil, respectivamente (MCTI, 2013; PETROBRAS, 2013; EPA, 2014).

Como mencionado, as emissões de uma refinaria dependem fortemente de sua configuração. De forma geral, diversos trabalhos na literatura apresentam emissões específicas da ordem de 0,1 a 0,4 tCO<sub>2</sub>/t de óleo processado, com uma média mais próxima de 0,22 (CONCAWE, 2008; IEAGHG, 2008; STRAELEN et al., 2009; DNV, 2010).

Esses valores são boas representações das médias dos principais centros de refino do mundo. Por exemplo, os EUA apresentam emissão média de 0,33 tCO<sub>2</sub>/t de óleo processado, enquanto a União Europeia apresenta valor médio de 0,27 (EPA, 2014). O Brasil, no entanto, apresenta valor ligeiramente maior, de cerca de 0,45 tCO<sub>2</sub>/t de óleo processado (PETROBRAS, 2013).

Apesar de representar a média das emissões totais de GEE do setor de refino, tais valores por si só não indicam as fontes de emissões na refinaria, tampouco valor maior de intensidade de emissão, medido em tCO<sub>2</sub>/t de óleo processado, significa necessariamente que uma refinaria é menos eficiente no seu processo de separação e conversão do cru (que pode ser simplificada por sua expansão volumétrica). Refinarias devem ser comparadas conforme um referencial comum na medida em que grupos de refinarias somente são comparáveis se processam cargas análogas visando a uma cesta de produtos similar.

Ademais, as emissões estão divididas por fonte de emissão e unidade de processo. Outra informação útil para avaliar a captura de carbono nas refinarias é a concentração do CO<sub>2</sub>, conforme discutido no capítulo 1.

A principal fonte de emissão de GEE em uma refinaria é o consumo de combustível, que está relacionado à geração de calor de processo, de vapor de processo e até de energia elétrica, por exemplo, em motores de combustão ou turbinas a gás. A Tabela 16 fornece uma estimativa de emissão de CO<sub>2</sub> em uma refinaria hipotética, com capacidade de processamento de 250.000 barris por dia (HPC, 2007).

Tabela 16 – Fontes de Emissão em uma Refinaria Hipotética

Fonte (Combustível Utilizado)	Nº Unidades	Emissão (kg CO <sub>2</sub> /barril)
<b>Combustão, Estacionária</b>		<b>1,765</b>
Caldeiras	10	0,692
Fornos de processo	40	0,674
Caldeira de CO da FCC	1	0,047
Motores de combustão interna	12	0,021
Turbinas a gás	3	0,226
Flare	n.d.	0,092
Incinerador	4	0,012
<b>Combustão, Indireta</b>		<b>0,197</b>
Eletricidade	-	0,197
<b>Vent</b>		<b>0,475</b>
UGH (gás natural)	n.d.	0,219
Regenerador da FCC (coque)	1	0,118

Fonte: Adaptado de HPC, 2007

Destacam-se, na Tabela 16, as fontes de combustão estacionárias, principalmente fornos de processos e caldeiras, responsáveis pela geração de vapor utilizado ou consumido no processo. As duas fontes, apesar de representarem cerca de 56% das emissões da refinaria considerada, se encontram dispersas em uma refinaria, que pode ocupar área muito grande.

Outro importante fator a ser destacado é que não existe uma configuração padronizada de refinaria. A estrutura de uma refinaria, além de complexa, é dependente das características do petróleo a ser processado, da capacidade a ser processada, do perfil de produção de derivados, da especificação em relação a esses produtos e, por último, da escolha das tecnologias a serem empregadas. Por esse motivo, pode-se dizer que não existem duas refinarias idênticas no mundo (SZKLO; ULLER, 2008). Existem, no entanto, configurações de refinarias mais comuns de serem encontradas.

O exemplo mais simples de refinaria é conhecido como *hydroskimming* (HSK), composta basicamente das unidades: destilação atmosférica, isomerização, reforma catalítica e unidades de tratamento, como HDS.<sup>24</sup> Adiante, neste trabalho, algumas dessas unidades serão discutidas com mais detalhe. Essa estrutura de refino tem por objetivo a produção de combustíveis e apresenta pouca flexibilidade no perfil de produção, determinado pelas características do óleo processado (SZKLO; ULLER, 2008).

Conforme novas unidades, *topping* ou *downstream*, são adicionadas à refinaria, esta adquire maior complexidade e flexibilidade, pois é capaz de processar frações ou óleos mais pesados em derivados de maior valor, leves e médios. Um exemplo de unidade *topping* seria a destilação a vácuo, enquanto de unidades *downstream* seriam o coqueamento retardado (DC), o hidrocraqueamento (HCC) ou o craqueamento catalítico (FCC).

A Tabela 17 fornece uma estimativa da Agência Internacional de Energia (IEA) sobre o consumo energético das refinarias do noroeste europeu, separadas pelas configurações de refino. Interessante notar que a participação em termos de consumo energético não equivale à participação em termos de capacidade de processamento, o que fica mais evidente ao se analisarem as configurações de uma unidade de FCC.

**Tabela 17 – Consumo de Combustível por Configuração do Noroeste Europeu**

Configuração	Capacidade de Processamento		Consumo de Combustível (GJ)			
	(1.000 t)	Participação (%)	Eletricidade	Vapor	Calor	Participação (%)
HSK	26.762	9,7%	56.382	8.546	20.086	6,0%
HSK + VB + FCC	150.809	54,6%	509.741	82.449	229.911	57,8%
HSK+DC+FCC	11.087	4,0%	42.242	7.235	18.237	4,8%
HSK + VB + HCC	31.027	11,2%	99.661	19.135	31.433	10,6%
HSK + DC + HCC	14.232	5,2%	49.351	8.533	16.889	5,3%
HSK+VB+FCC+HCC	42.298	15,3%	141.758	22.380	58.087	15,6%
<b>Total</b>	<b>276.215</b>	<b>100,0%</b>	<b>899.135</b>	<b>148.278</b>	<b>374.643</b>	<b>100,0%</b>

HSK-Hidroskimming, VB-Visco-Redução, FCC-Craq. Catalítico, HCC-Hidrocrq. Catalítico, DC-Coqueamento Retardado  
 Fonte: Adaptado de IEA, 2005

A Tabela 18 fornece outra estimativa de distribuição de fontes de emissões em uma refinaria, com variações dos valores apresentados na Tabela 17. No entanto, a Tabela 18 adiciona uma importante informação para a captura de carbono: a concentração de CO<sub>2</sub>. Além da pressão, a concentração do CO<sub>2</sub> na corrente a ser capturada é um dos fatores mais importantes para determinar o custo de captura.

**Tabela 18 – Resumo de Fontes e Concentração de CO<sub>2</sub>**

Fontes de Emissão	% das emissões totais no refino	Concentração de CO <sub>2</sub> na corrente
Fornos e caldeiras	30-60%	8-10%
Utilidades	20-50%	4% (Turbina CHP)
Unidade de craqueamento catalítico	20-50%	10-20%
Unidades de geração de hidrogênio	5-20%	20-99%

Fonte: DNV, 2010

Ao analisar os dados das tabelas anteriores, verificam-se características importantes das emissões de carbono em uma refinaria e a potencial aplicação de CCS. Primeiramente, é importante destacar que fornos e caldeiras consistentemente representam relevantes fontes de CO<sub>2</sub> em uma refinaria. No entanto, além de serem várias fontes dispersas, com capacidades diferentes e espalhadas pela refinaria, a concentração de CO<sub>2</sub> no exausto desses equipamentos é relativamente baixa. Não obstante, todas as tecnologias de captura aplicadas para exaustos de termoelétricas podem ser aplicadas aos exaustos de fornos (STRAELEN et al., 2009).

Entretanto, há fontes mais promissoras para a captura de carbono. O primeiro exemplo é a unidade de craqueamento catalítico fluido (FCC), que pode representar, em certos casos, até 50% das emissões de CO<sub>2</sub> de uma refinaria (DNV, 2010). Além disso, a corrente tem concentração de CO<sub>2</sub> relativamente mais alta, o que favorece a captura (BARAJAS et al., 2006). No entanto, não são todas as refinarias que contam com uma unidade de FCC.

Outra importante fonte de emissão favorável à captura se encontra nas unidades de geração de hidrogênio (UGH). Conforme o refino de petróleo evolui para rotas tecnológicas capazes de atingir especificações mais restritas (principalmente de enxofre), a geração de hidrogênio em refinarias tem se tornado cada vez mais importante (BONFÁ, 2011). O processo de geração de hidrogênio é capaz de gerar uma corrente com altas concentrações de CO<sub>2</sub>, dependendo da tecnologia de purificação de hidrogênio empregada.

Nas seções a seguir, as opções tecnológicas para a captura dessas fontes de emissão identificadas como potencialmente favoráveis serão exploradas com mais detalhes, incluindo potencial de aplicação e estimativa de custos.

## 3.2 CRAQUEAMENTO CATALÍTICO FLUIDO

Como a destilação do óleo bruto não é normalmente capaz de gerar uma quantidade muito grande de frações na faixa da gasolina, as unidades de craqueamento foram desenvolvidas de forma a aumentar a produção de derivados leves. A carga da unidade de FCC pode incluir os gasóleos leves e pesados provenientes das unidades de destilação ou de coqueamento, o que permite à refinaria maior flexibilidade operacional de forma a aumentar a produção de correntes com maior octanagem (ENERGETICS, 2007).

No FCC, a quebra de moléculas de maior peso molecular é feita com o auxílio de catalisadores que promovem aumento na velocidade de reação e, em geral, são capazes de gerar produtos de maior qualidade e octanagem que o craqueamento térmico. Os catalisadores são geralmente constituídos de zeólitas e determinam a conversão e especificidade da unidade. Sendo o coração do processo, a manutenção das características dos catalisadores se torna ponto determinante para o controle da operação da unidade. Portanto, esse catalisador deve ser periódica ou continuamente tratado de forma a remover o coque que se deposita com o tempo. No FCC convencional, o rendimento de coque é em torno de 4% em peso.

O processo se inicia no preaquecimento da carga até cerca de 420°C, que depois é misturada com o catalisador aquecido e vapor. A reação já se inicia no *riser*, a temperaturas entre 520°C e 550°C, que promove a ascensão da mistura até o reator (SZKLO; ULLER, 2008). O catalisador e o meio reacional são separados por ciclones, de forma que os produtos da reação são encaminhados à fracionadora.

Conforme mencionado, nesse reator ocorre grande quantidade de formação de coque que se deposita sobre o catalisador. Por isso, o catalisador é enviado para o reator de regeneração, onde entra em contato com ar e o coque é oxidado a monóxido de carbono. O exausto do reator de regeneração é encaminhado a um forno que termina a oxidação (levando o monóxido a dióxido), podendo estar associado à geração de vapor e/ou eletricidade.

A principal fonte de CO<sub>2</sub> em uma unidade de FCC é o efluente gasoso do forno de CO. Nessa corrente, considerando a combustão com ar, a concentração molar de CO<sub>2</sub> se encontra na faixa entre 10% e 20% (MELLO et al., 2008; DNV, 2010). Em seu estudo, Mello et al. (2008) utilizaram um valor de referência de 13,5%, enquanto Straelen et al. (2010) informam um valor na faixa de 12,0%.

A unidade de FCC apresenta possibilidade de reduzir os custos de captura, pois o forno de CO se baseia na queima de monóxido de carbono, cuja combustão não forma água. Portanto, caso fosse feita a combustão com oxigênio, em vez de ar, a composição de CO<sub>2</sub> seria superior. Além disso, na combustão com oxigênio, o principal componente de todos os gases de exaustão considerados até agora, o nitrogênio, não estaria presente. Este é o conceito da oxicombustão.

Mello et al. (2008) indicam que a oxidação na FCC pode reduzir os custos da captura, apesar de representar investimento maior. A composição de dióxido de carbono nesse caso estaria entre 85% e 99% mol, dependendo da pureza do oxigênio. A taxa de captura pode ser maior que 99% (MELLO et al., 2009). Adicionalmente, é necessária apenas a redução da concentração de SOx e a remoção do excesso de água do gás de exaustão para que o CO<sub>2</sub> se enquadre nas especificações de transporte.

Os custos para a captura em uma unidade FCC por oxidação ainda são relativamente altos (DNV, 2010). Na literatura, os valores se encontram na faixa de 70 a 75 US\$/tCO<sub>2</sub> (MELLO et al., 2009; DNV, 2010).

Para testar os valores da literatura, esta análise realizou suas próprias estimativas. Nesse sentido, utilizou o IECM,<sup>25</sup> *software* desenvolvido para a simulação de plantas de captura com foco em termelétricas para estimar o custo de um sistema de oxidação. Para isso, foi necessário ajustar o teor de CO<sub>2</sub> e SOx no exausto para valores compatíveis com o FCC. O investimento e os custos anuais dos sistemas envolvidos na captura (principalmente a ASU e o sistema de dessulfurização) foram estimados em 1,4 MUS\$/tCO<sub>2</sub> capturado e 0,12 MUS\$/ano/tCO<sub>2</sub> capturado, respectivamente. Usando uma taxa de desconto de 8% a.a., o resultado do custo de abatimento, de cerca de 74 US\$/tCO<sub>2</sub>, mostrou-se equivalente ao valor reportado em Mello et al. (2009), corroborando a faixa apresentada na literatura.

O Brasil dispõe, atualmente, de uma capacidade instalada de FCC em torno de 73,5 km<sup>3</sup>/dia. Considerando a produção e o consequente consumo do coque de FCC na própria unidade de FCC, estima-se um consumo de 75,4 PJ/ano de coque, somente nas unidades de FCC. Isso equivale a uma emissão total de aproximadamente 7,6 MtCO<sub>2</sub>/ano. Como a recuperação de CO<sub>2</sub> é praticamente completa (> 99%), estima-se que esse é o potencial de captura por oxidação em unidades de FCC.

No entanto, a adição da captura requer um *footprint* que dificilmente estaria disponível nas refinarias existentes no Brasil – i.e., não há espaço disponível nessas refinarias, sobretudo na área adjacente ao FCC, para instalar equipamentos associados à unidade de captura. Dessa forma, o custo real de adicionar a unidade de captura no FCC, em especial a ASU, deverá ser maior que o reportado neste estudo. O valor de literatura pode ser utilizado como uma referência para novas refinarias que devem ter FCC, como o Comperj.

### 3.3 UNIDADE DE GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO

A introdução de especificações cada vez mais restritivas nos derivados de petróleo acaba induzindo modificações no próprio refino de petróleo, que tem de se adaptar de modo a atender o mercado consumidor de acordo com novos limites impostos. Dentre as adaptações possíveis, as condições operacionais das unidades de processo podem ser alteradas, novas unidades podem ser construídas e o perfil de refino pode ser modificado (BONFÁ, 2011).

---

25 Descrição mais detalhada no capítulo 6.

Em termos de atendimento ao mercado, ampliações de capacidade podem ser necessárias, seja via nova capacidade de destilação, que produza mais correntes que formam o óleo diesel a partir do processamento de petróleo cru, seja via aumento da capacidade de conversão. Com relação ao limite máximo do teor de enxofre, a incorporação de unidades de hidrorrefino torna-se necessária para, por meio de reações de hidrodesulfurização, remover o enxofre de acordo com as especificações requeridas (BONFÁ, 2011).

Dessa forma, a geração de hidrogênio em refinarias tem se tornado cada vez mais relevante. O processo convencional de geração de hidrogênio em refinarias é a reforma a vapor do gás natural<sup>26</sup> em um processo conhecido como SMR (*steam methane reforming*). Nesse processo, o gás natural é, simultaneamente, a matéria-prima para a geração de hidrogênio (pela reação com vapor) e a fonte de energia (pela reação com ar). Como as reações de reforma são fortemente endotérmicas, torna-se necessário o aporte de energia, que é garantido pela combustão de gás natural adicional.

A seguir, serão apresentadas duas rotas de CCS de uma UGH. A primeira constitui a captura tradicional, isto é, a separação do CO<sub>2</sub> da corrente visando ao transporte para fora do limite de bateria da unidade. Em outra opção a ser apresentada, as emissões de CO<sub>2</sub> são reduzidas pela coprodução de um produto (ou mesmo plataforma) químico (a), ou seja, um armazenamento químico de carbono.

### 3.3.1 CAPTURA DE CARBONO SIMPLES

Visando à captura de carbono simples, há duas correntes possíveis de serem capturadas: uma de processo, constituída de 15%-20% de CO<sub>2</sub> e o restante é majoritariamente hidrogênio; e um exausto com concentração de 8%-10% de CO<sub>2</sub> (FARIAS, 2014).

No entanto, dependendo do processo de purificação de hidrogênio, as duas correntes podem ser combinadas. Considerando a purificação tradicional de H<sub>2</sub>, por PSA (*pressure swing adsorption*), a etapa de regeneração do leito de adsorvente produz uma purga com o CO<sub>2</sub> adsorvido e hidrogênio, que foi utilizado para realizar a purga do leito.

Dessa forma, o CO<sub>2</sub> está concentrado (normalmente acima de 50% molar), porém o gás apresenta um poder calorífico considerável, pela presença do hidrogênio e de metano, que pode não ter reagido completamente. Portanto, é comum utilizar essa purga como combustível adicional no forno reformador, reduzindo o consumo de gás natural. Logo, o CO<sub>2</sub> no exausto está levemente mais concentrado que inicialmente, atingindo cerca de 12% a 15% molar. Essa condição será o caso de referência para as análises a seguir e está representada na Figura 45.

Lindsay et al. (2009) avaliaram diversas rotas para a captura de carbono em UGH típicas. Particularmente, enfatizaram a combinação da captura por absorção química e diferentes configurações de purificação de hidrogênio. Os casos estão representados na Figura 45. O caso de captura denominado “base” envolve a captura do exausto mais concentrado do reformador, considerando a cocombustão do gás natural e da purga da unidade de PSA.

---

<sup>26</sup> Existe também a possibilidade de reforma a vapor da nafta, alternativamente ao gás natural.



Foram elaborados dois casos número 2, ambos considerando a substituição da purificação por adsorção (PSA) por uma purificação baseada em absorção por MDEA (LINDSAY et al., 2009). O caso 2a faz a captura do CO<sub>2</sub> da corrente de processo na própria etapa de purificação do hidrogênio. Deve-se destacar que, apesar de facilitar a captura, o produto hidrogênio não tem pureza tão alta quanto a da PSA. Tipicamente, as PSA atingem purezas acima de 99,99%, enquanto a absorção é limitada por volta de 95%. O caso 2b faz não só a captura da corrente de processo, como o 2a, mas também considera a captura do exausto do forno reformador. Note-se, no entanto, que esse exausto envolve a combustão apenas do gás natural, pois não existe mais a purga da PSA. A captura do exausto, nesse caso, é feita pela absorção pelo processo Econamine FG+. Portanto, pode-se esperar maior investimento e maior taxa de captura que o caso 2a.

O caso 3 substitui o processo referencial (SMR) pelo processo de reforma autotérmica (ATR), modificação que envolve a combinação da combustão parcial do gás natural com oxigênio, para oferta de energia e matéria-prima, e as reações de reforma a vapor. Além de não terminar a combustão, gerando CO e água, as duas etapas ocorrem no mesmo reator. No entanto, torna-se necessária, além da unidade de purificação por MDEA, uma unidade de geração de oxigênio (ASU, ou unidade de separação de ar).

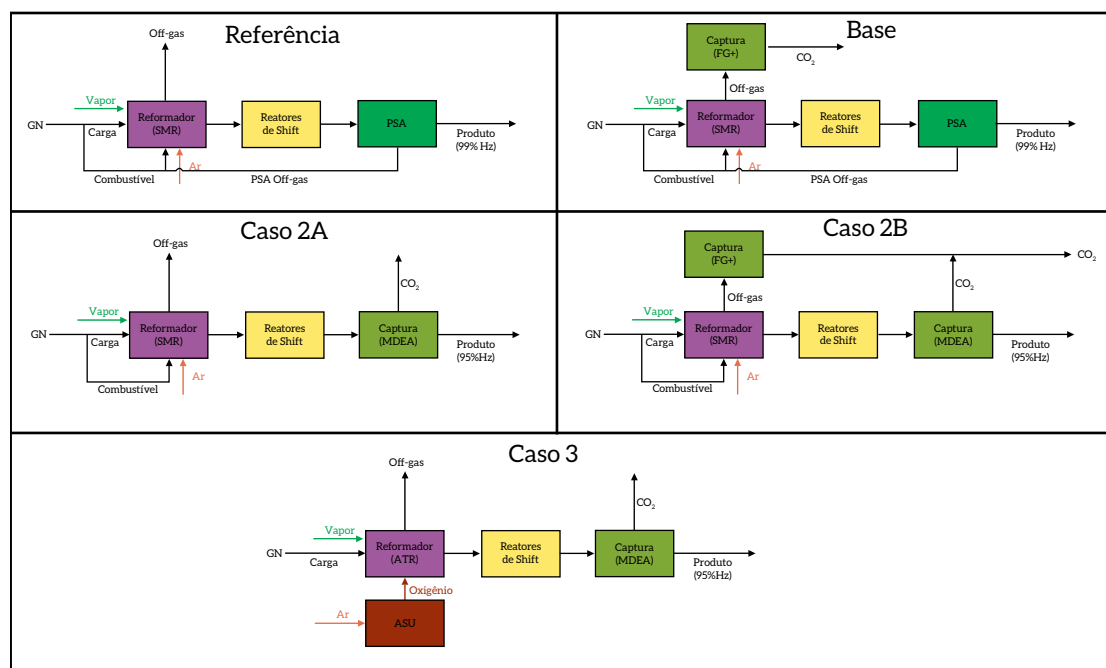


Figura 45 - Opções de Captura em uma UGH por Absorção Química

Os dados básicos e os resultados da análise técnica e econômica estão representados na Tabela 19. Pode-se verificar um investimento típico de UGH SMR na faixa de 60 a 70 MUS\$/Nm<sup>3</sup>pd (HYDROCARBON PROCESSING, 2008; FOSTER WHEELER, 2010; NREL, 2010; INL, 2010). Além disso, é possível verificar que o custo de geração do hidrogênio no caso referencial é de cerca de 1,3 US\$/kgH<sub>2</sub>.

Tabela 19 – Casos de Captura em UGH por Absorção Química

Parâmetro		Referência	Base	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3
Tecnologia	Reforma	SMR	SMR	SMR	SMR	ATR
	Purificação/Captura	PSA	PSA/FG+	MDEA	MDEA/FG+	MDEA
Produção	kgmol/h	8330	8330	8330	8330	8330
Pureza	% vol	99%	99%	95%	95%	95%
Natural gas (feed and fuel)	kcal/Nm <sup>3</sup> H <sub>2</sub> (PCI)	3.830	4.140	3.940	4.210	4.060
CO <sub>2</sub> emitido	Mt/ano	1,2	0,31	0,49	0,11	0,23
CO <sub>2</sub> evitado	Mt/ano	-	0,89	0,71	1,09	0,97
Redução das emissões	%	-	74%	59%	91%	81%
Investimento	MUS\$	289	538	373	552	451
Custo O&M	\$MUS/ano	145	181	153	168	160
Custo H <sub>2</sub>	US\$/kg	1,3	1,8	1,5	1,7	1,6
Custo do CO <sub>2</sub> evitado	US\$/t	-	71	24	47	34

Fonte: Adaptado de LINDSAY et al., 2009

O caso base, envolvendo a captura do exausto do reformador típico pelo processo Econamine FG+, aumenta o custo de produção em cerca de 40% e tem custo por emissão evitada de 71 US\$/tCO<sub>2</sub>, similar à captura no FCC.

No entanto, é interessante notar que a substituição do processo de purificação do hidrogênio, da PSA para absorção em MDEA, é capaz de reduzir os custos de captura e impactos na geração de hidrogênio. O caso 2a, por exemplo, provocou aumento de apenas 15% no custo de produção do hidrogênio e tem custo de captura de 24 US\$/tCO<sub>2</sub>, cerca de 35% do caso base. Como esperado, o caso 2b tem custo mais alto e taxa de captura mais alta, reduzindo até 91% das emissões do caso referencial.

Os dados acima indicam vantagem para a captura de carbono ao substituir a purificação por PSA por um processo baseado na absorção química. Entretanto, devem ser feitas duas importantes ressalvas. Primeiramente, ao modificar a etapa de purificação, produz-se um hidrogênio com menor pureza, o que pode limitar o uso do produto.

Outro ponto importante é que o gás de síntese rico em hidrogênio se encontra em alta pressão e com concentração de cerca de 20% de CO<sub>2</sub>. Tais condições indicam a possibilidade de se realizar a captura do carbono por outro processo, que não a absorção química.

É justamente esta a abordagem de INL (2010). Este estudo avalia a captura de carbono em UGH pelo processo de absorção física pelo processo Selexol, o mesmo considerado para plantas IGCC, conforme apresentado no capítulo 1. Além da separação de carbono, o hidrogênio é purificado em uma unidade PSA, de menor porte e que garante a qualidade do produto.

O estudo considera ainda uma modificação no processo típico: o resfriamento a gás de alta temperatura (HTGR). Esse processo envolve maior integração energética do processo por meio da circulação de um gás, normalmente hélio, entre o reformador e um ciclo de geração de eletricidade. Essa modificação reduz fortemente o consumo de gás natural como fonte de energia para as reações de reforma. Os resultados dos casos considerados em INL (2010) estão expostos na Tabela 20.

Quanto ao caso referencial, o investimento se encontra na faixa típica da literatura, porém o custo de produção deste estudo é levemente mais alto, em torno de 1,6 US\$/tH<sub>2</sub>.

Interessante notar que o caso de captura por Selexol apresentou resultado relativamente melhor que os de absorção química, com aumento no custo do hidrogênio menor que 9%. O custo por CO<sub>2</sub> evitado foi estimado em torno de 20 US\$/tCO<sub>2</sub> evitado, o que é ainda menor que o caso 2a de Lindsay et al. (2009).

Destaque-se, ainda, o caso de geração com a tecnologia HTGR-SMR, que apresenta custo de produção de hidrogênio equivalente ao caso referencial e, simultaneamente, é capaz de reduzir as emissões em 15%, principalmente pela redução do consumo energético no reformador. O custo da captura apresenta valor de 33 US\$/tCO<sub>2</sub> evitado.

**Tabela 20 – Casos de Captura em UGH por Absorção Física**

Parâmetro		Referência	Captura	Alternativo	Alt. Captura
Tecnologia	Reforma	SMR	SMR	HTGR/SMR	HTGR/SMR
	Purificação/ Captura	PSA	Selexol/PSA	PSA	Selexol/PSA
Produção	MNm <sup>3</sup> /d	3,7	3,7	3,7	3,7
Pureza	% vol		95%	-	95%
Natural gas (feed and fuel)	kcal/Nm <sup>3</sup> H <sub>2</sub> (PCI)	3.554	3.330	3.012	2.945
CO <sub>2</sub> emitido	Mt/ano	1,05	0,28	0,89	0,17
CO <sub>2</sub> evitado	Mt/ano	-	0,77	0,16	0,88
Redução das emissões	%	-	73%	15%	84%
Investimento	MUS\$10	256	291	468	559
Custo O&M	MUS\$10/ano	141	152	124	136
Custo H <sub>2</sub>	US\$10/kg	1,6	1,7	1,6	1,8
Custo do CO <sub>2</sub> evitado	US\$10/t	-	19	33	32

Fonte: Adaptado de INL, 2010

Portanto, o melhor caso avaliado é justamente a captura do CO<sub>2</sub> pelo processo Selexol e purificação do hidrogênio por PSA. Além de provocar aumento relativamente baixo no custo de produção, essa opção reduz cerca de 70% das emissões do processo referencial e é capaz de manter a pureza do produto acima de 99,99%.

O Brasil dispõe, atualmente, da capacidade instalada de UGH em refinaria em torno de 3,7 MNm<sup>3</sup>/dia, distribuídas em sete refinarias.<sup>27</sup> Interessantemente, essa capacidade coincide com a capacidade de INL (2010). O consumo estimado de gás natural dessas unidades é de cerca de 520 MNm<sup>3</sup>/ano, o equivalente a uma emissão anual de 1,2 MtCO<sub>2</sub>/ano. Portanto, a quantidade de CO<sub>2</sub> evitado pelo melhor processo está estimado em torno de 0,88 MtCO<sub>2</sub>/ano.

Mais uma vez, é necessário ressaltar que a instalação da captura de carbono em unidades existentes é um caso mais complicado. Além de área disponível para a introdução de novos sistemas e equipamentos adjacentes à UGH, é necessário prever o aumento no consumo de utilidades da refinaria. Assim, os valores de custo e potencial reportados até o momento devem levar tais fatos em consideração.

Ademais, ao considerar que a capacidade de geração de hidrogênio no Brasil deverá crescer 650% até 2020 (principalmente devido ao aumento do hidrorrefino para atender especificações de diesel), é possível verificar um enorme potencial disponível para adicionar a captura a um custo mais próximo do reportado pela literatura.

### 3.3.2 CAPTURA COM SEQUESTRO QUÍMICO

Existe grande expectativa sobre o potencial uso do CO<sub>2</sub> para geração de insumos para a indústria, especialmente a química. Dentre as rotas avaliadas na literatura, talvez a mais explorada seja a conversão de CO<sub>2</sub> em metanol (XU et al., 2005; YANG et al., 2008; CHIAVASSA et al., 2008; PARK et al., 2014). Apesar de essa rota ser viável técnica e economicamente (ROCHEDO et al., 2009), ainda não é competitiva com a geração convencional de metanol.

Farias (2014) procurou uma rota tecnológica alternativa que combina a geração de hidrogênio e a produção de metanol de forma a reduzir os custos das gerações independentes e, mais importante, reduzir as emissões da UGH via armazenamento químico do CO<sub>2</sub> sob a forma de metanol.

Os dois processos convencionais são similares, na medida em que ambos têm a etapa de geração de um gás de síntese em um reformador. A principal modificação dessa etapa está no controle do teor de hidrogênio e na razão CO<sub>2</sub>/CO. As etapas adjacentes seriam a purificação do H<sub>2</sub>, em uma UGH, e a síntese e purificação do metanol. Farias (2014) propôs uma produção combinada, conforme apresentado na Figura 46.

---

27 A descrição das UGH em refinarias está presente no relatório do projeto relativo ao setor de óleo e gás natural.

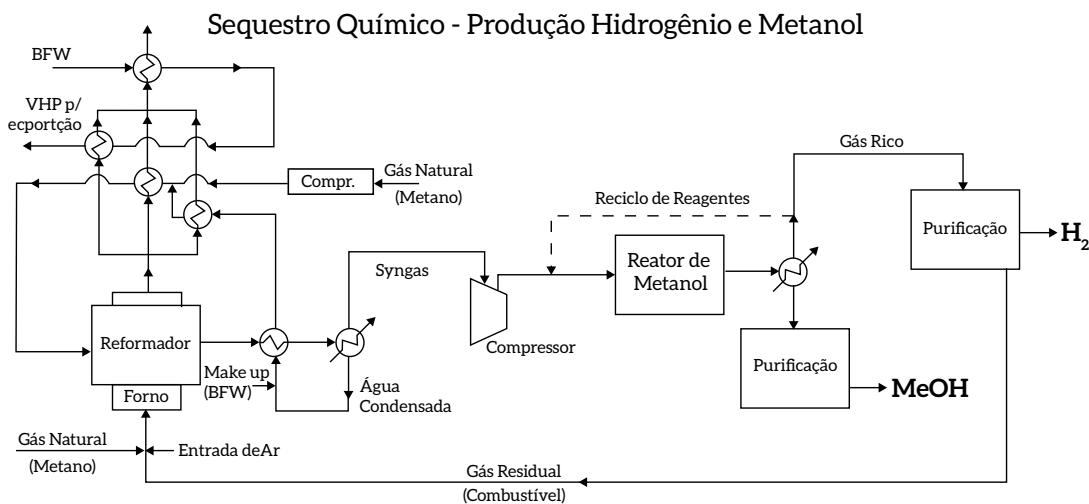


Figura 46 – Diagrama de Blocos da Produção Combinada de Hidrogênio e Metanol

Fonte: FARIAS, 2014

No processo proposto, o gás de síntese gerado no reformador passa primeiro pela etapa de síntese de metanol. O gás residual, que não reagiu completamente no reator, está concentrado em hidrogênio e é separado da fase líquida após resfriamento. Em seguida, esse gás é enviado para uma etapa de purificação de hidrogênio em PSA, conforme o processo convencional. A corrente de purga da PSA é enviada ao forno reformador para combustão, conforme apresentado anteriormente.

Além da planta conceitual, Farias (2014) elaborou a simulação das plantas convencionais de produção de metanol e hidrogênio e suas plantas modificadas. Dessa forma, o estudo foi capaz de avaliar condições de processo, como a temperatura do forno reformador e a vazão de água na corrente de processo.

Farias (2014) avaliou, ainda, o papel da etapa de *shift* na geração da planta combinada. O(s) reator(es) de *shift* visam aumentar a conversão em hidrogênio ao custo da conversão do monóxido em dióxido de carbono. Portanto, são desejados em uma UGH, porém normalmente não são adequados na produção de metanol.

Os resultados das simulações de todos os casos estão apresentados na Tabela 21, que fornece, além da produção de hidrogênio e metanol para todos os casos conforme obtidos em Farias (2014), as estimativas aqui realizadas em uma análise adicional para o investimento, o custo de operação e manutenção e as emissões de CO<sub>2</sub>.

Na análise adicional por nós elaborada, os custos foram estimados por equipamento, conforme dados da literatura. Por exemplo, para o forno reformador, foi levantado o valor de 35 US\$/Nm<sup>3</sup>pd, ou cerca de 9 US\$/GJ/a (HYDROCARBON PROCESSING, 2008; FOSTER WHEELER, 2010; INL, 2010; NREL, 2010). Para a planta de produção de metanol, foi estimado o valor de 190 US\$/t de metanol (HYDROCARBON PROCESSING, 2005; SOLTANIEH et al., 2012; NARVAEZ et al., 2014; ANDERSON et al., 2014). Demais equipamentos foram estimados pelas mesmas fontes e validados pelo banco de dados do *software* IECM, antes citado.

Tabela 21 – Resumo dos Casos e Estimativa de Custos para CCU em UGH

	Caso	A	B	C	D
Geral	Temperatura do reformador (°C)	850	850	750	850
	Razão vapor-carbono	3	6	6	5
UGH Convencional	Hidrogênio (t/h)	3,97	4,73	3,83	4,58
	Metanol (t/h)	-	-	-	-
	Investimento	70,5	80,1	68,8	78,0
	Custo de O&M	138,2	170,1	132,9	160,2
	Emissão (tCO <sub>2</sub> /h)	55,0	68,3	52,8	64,1
Metanol Convencional	Hidrogênio (t/h)	-	-	-	-
	Metanol (t/h)	10,29	10,22	9,03	10,21
	Investimento (MUS\$)	29,3	33,3	27,6	32,2
	Custo de O&M (MUS\$/ano)	74,9	92,3	72,8	87,1
	Emissão (tCO <sub>2</sub> /h)	18,4	25,6	18,8	23,3
Integrado sem Shift	Hidrogênio (t/h)	1,89	2,61	2,08	2,45
	Metanol (t/h)	10,29	10,22	9,03	10,21
	Investimento (MUS\$)	62,9	74,1	63,3	71,6
	Custo de O&M (MUS\$/ano)	116,2	147,8	117,6	138,8
	Emissão (tCO <sub>2</sub> /h)	33,4	54,8	47,2	54,2
Integrado com Shift	Hidrogênio (t/h)	1,96	2,47	1,91	2,42
	Metanol (t/h)	11,38	12,73	10,83	12,17
	Investimento (MUS\$)	66,0	76,6	64,3	74,6
	Custo de O&M (MUS\$/ano)	121,5	149,3	115,9	142,1
	Emissão (tCO <sub>2</sub> /h)	36,6	46,7	34,7	44,1

Fonte: Adaptado de FARIAS, 2014

Um fato importante que deve ser destacado é que, sob a ótica de uma UGH em uma refinaria, a planta combinada com armazenamento químico tem sua capacidade de produção de hidrogênio reduzida entre 35% e 50%, segundo os casos avaliados. Portanto, considerando a capacidade da UGH convencional, ao se implantar a planta modificada, existe um excesso de demanda de hidrogênio na refinaria em questão.

Por outro lado, a produção de metanol pode gerar receita à unidade, que pode abater o custo envolvido na compra do hidrogênio necessário para atender à demanda original.

De forma a avaliar a viabilidade econômica dessas opções tecnológicas, foram utilizados os seguintes preços de mercado para gás natural (matéria-prima), hidrogênio e metanol (IEA, 2014; METHANEX; 2014; FENOSA; 2014). Ademais, foi considerada a taxa de desconto de 10% a.a. e vida útil do investimento de 30 anos.

**Tabela 22 – Preços Médios de Mercado Considerados**

Item	Preço	Unidade
Gás natural	0,45	US\$/Nm <sup>3</sup>
Hidrogênio	5,00	US\$/kg
Metanol	550,00	US\$/t

Fonte: FENOSA, 2014; EIA, 2014; METHANEX, 2014

Importante mencionar que a UGH convencional, em todas as configurações, é capaz de gerar hidrogênio a um custo entre 4.750 e 4.980 US\$/tH<sub>2</sub>. Assim, a unidade de UGH não gera lucro líquido.

A partir desse resultado, a primeira avaliação econômica diz respeito ao custo de produção do metanol. Isto é, verifica-se se o custo de produção do metanol é menor que o preço de mercado indicado pela Methanex (2014) para a América. Nesse caso, considerou-se que o hidrogênio é vendido ao mesmo preço que a planta convencional para cada condição.

**Tabela 23 – Custo Equivalente de Produção de Metanol Considerando Venda do Hidrogênio por 5,0 US\$/kgH<sub>2</sub>**

Configuração	Unidade	A	B	C	D
Integrado sem <i>shift</i>	US\$/t	630	696	634	658
Integrado com <i>shift</i>	US\$/t	604	632	588	603

Como é possível verificar pela Tabela 23, os custos de produção do metanol ao considerar os preços médios de mercado (gás natural e hidrogênio) são maiores do que o preço médio do metanol. Isto é, o custo de produção é maior que o preço de mercado. Os casos sem *shift* apresentam sobrecusto de 15% a 25%, enquanto os casos com *shift*, sobrecusto entre 7% e 15%.

Para verificar a sensibilidade dos resultados em relação às premissas de preço de mercado, foi elaborada a seguinte avaliação:

- Preço do gás natural: variação de 0,35 a 0,55 US\$/Nm<sup>3</sup> (FENOSA, 2014);
- Preço do hidrogênio: para tornar justa a comparação entre os casos, o preço do hidrogênio considerado será igual ao da geração da planta UGH convencional, visto que a UGH não gera lucro;
- Preço do metanol: variação de 450 a 650 US\$/t, segundo variações anuais de Methanex (2014).

A sensibilidade do custo de produção do metanol está representada na Figura 47. Pode-se verificar que, com preços médios de gás natural, a maioria dos casos está dentro da faixa de variação de preço de mercado. Conforme esperado, nos casos de preços de gás menores, o custo de produção se reduz, de forma que todos os casos estão entre 450 e 650 US\$/t de metanol. No entanto, para cenários de alto preço de gás natural, nenhum caso gera lucro, isto é, o custo de produção é sempre maior que o maior valor para o preço de mercado.

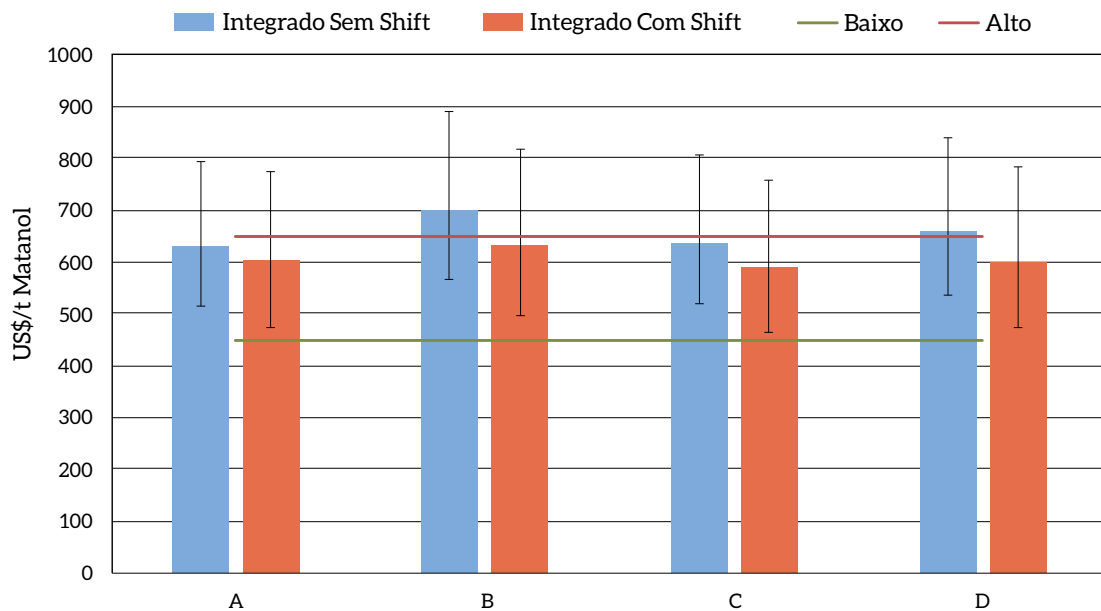


Figura 47 – Custo de Produção do Metanol com a Análise de Sensibilidade

A Tabela 24 apresenta os custos nivelados por emissão evitada, com e sem a consideração da receita na venda do metanol e no dispêndio para a compra do hidrogênio que não está sendo gerado pela planta combinada. Pode-se perceber que o custo de abatimento, sem considerar a receita, é extremamente baixo. Na verdade, isso representa uma análise enviesada, pois os investimentos e custos das plantas modificadas são menores que os da planta convencional de hidrogênio, o que reduz os custos e as emissões, causando o valor fortemente negativo.



Entretanto, ao se considerar o dispêndio na compra do hidrogênio adicional necessário, i.e., a demanda original menos a produção reduzida da planta modificada, e a receita pela venda do metanol produzido a custo inferior ao preço de mercado, a análise parece mais justa e compatível com a visão de uma UGH em uma refinaria de petróleo. Nesses cálculos, as emissões de GEE derivadas da geração do hidrogênio não foram contabilizadas por não fazerem parte do escopo, que é a própria planta modificada.

Tabela 24 – Resultados do Custo de Abatimento, Receitas e Compra Adicional de Hidrogênio

Tipo	Parâmetro	Unid.	A	B	C	D
Integrado sem shift	CMA (sem receita)	US\$/tCO <sub>2</sub>	-136,0	-218,0	-360,0	-287,0
	Compra de H <sub>2</sub>	MUS\$/ano	82,0	53,6	74,5	59,9
	Venda de metanol	MUS\$/ano	44,6	52,4	46,3	52,3
	CMA (com receita)	US\$/tCO <sub>2</sub>	83,2	151,0	305,7	223,5
Integrado com shift	CMA (sem receita)	US\$/tCO <sub>2</sub>	-119,6	-125,4	-123,5	-117,9
	Compra de H <sub>2</sub>	MUS\$/ano	79,2	59,1	81,2	61,1
	Venda de metanol	MUS\$/ano	49,3	65,2	55,5	62,4
	CMA (com receita)	US\$/tCO <sub>2</sub>	85,5	73,6	76,8	87,6

O custo de abatimento, considerando custos e receitas, conforme explicado acima, estão representados na Tabela 24, mas também podem ser analisados na Figura 48, que apresenta ainda os resultados para a análise de sensibilidade, conforme premissas de preços de mercado mencionados anteriormente. A combinação de dois preços, alto e baixo, para gás natural e metanol gerou quatro cenários. O nome dos cenários indica se o preço de gás natural (G) ou metanol (M) considerado foi o preço alto (a) ou o preço baixo (b).

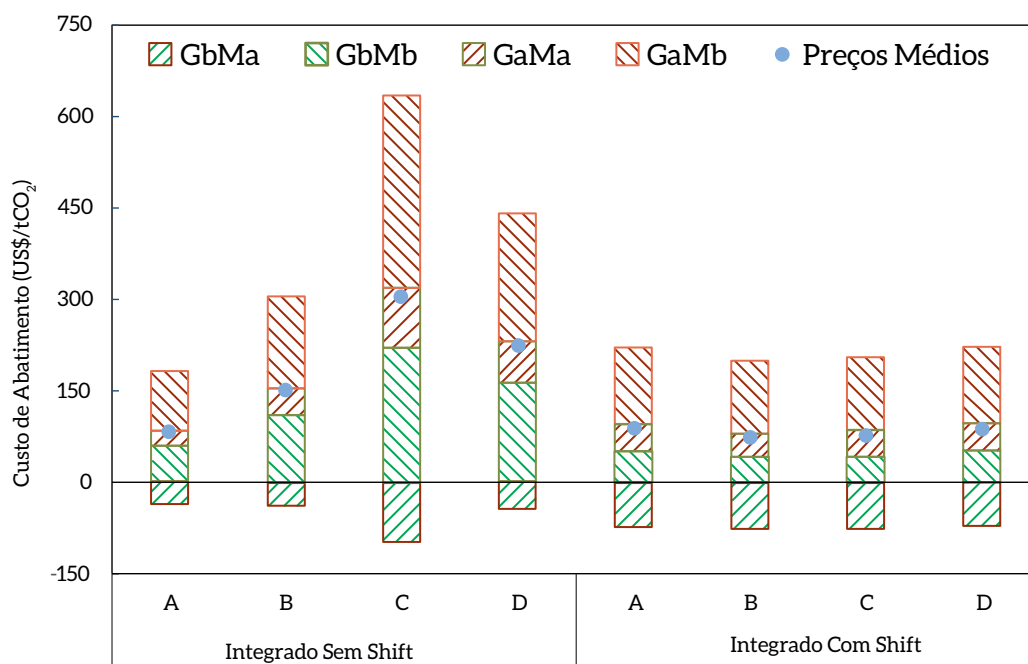


Figura 48 – Análise de Sensibilidade do Custo de Abatimento

Como é possível verificar pela Figura 48, todos os casos no cenário de baixo preço de gás natural e alto preço de metanol (GbMa) foram capazes de atingir custo de abatimento negativo, i.e., além de reduzir as emissões, foram capazes de gerar receita. O melhor caso nesse cenário foi o C sem *shift*, com um CMA de -100 US\$/tCO<sub>2</sub>.

Por outro lado, todos os casos nos demais cenários geraram custos de abatimento positivos. Interessante notar que, enquanto os cenários de baixo preço de gás e baixo preço de metanol (GbMb) geraram CMA menor que o médio, para os cenários de preços altos de gás natural e metanol (GaMa), o CMA foi ligeiramente superior à média de cada caso. Para esses dois cenários, o melhor caso (menor CMA) foi o A, sendo muito próximos os resultados com ou sem *shift*.

O pior caso, como esperado, foi o cenário com alto preço de gás natural e menor preço de metanol. Ao considerar maior preço do insumo e menor preço do produto, nenhum caso foi capaz de gerar lucro, tornando o custo de abatimento fortemente positivo e muito maior que o cenário de preços médios.

Também é crucial perceber que, apesar de os resultados apresentados anteriormente indicarem a capacidade de redução de emissões de GEE em uma UGH em uma refinaria, por rota integrada de captura e armazenamento químico, eles estão sujeitos a uma forte premissa: a compra do hidrogênio necessário para atender a demanda original não envolve emissões adicionais de GEE.

Uma possível interpretação dessa premissa é que as emissões do hidrogênio adicional não estão localizadas dentro dos limites da análise, ou seja, a planta combinada. No entanto, tal interpretação não é conservadora em termos do potencial de redução de emissões de GEE, dado que a geração tradicional de hidrogênio em refinarias provém da reforma a vapor do gás natural, com emissão característica entre 9 e 14 tCO<sub>2</sub>/tH<sub>2</sub>. Isso reduziria o potencial de abatimento em relação ao caso base, aumentando ainda mais os custos de abatimento.

A outra interpretação da premissa mencionada anteriormente é que o hidrogênio adicional provém de uma fonte de geração de hidrogênio com baixa emissão, ou até mesmo isenta de emissão de GEE. Apesar de controverso, isso é teoricamente possível por meio de uma série de tecnologias em desenvolvimento, como eletrólise, reforma ou gasificação de biomassa, ou até mesmo uma UGH com CCS, conforme discutido no item anterior. No entanto, por estarem em estágio incipiente no mercado de hidrogênio, os custos de geração desse hidrogênio estariam muito acima do preço de mercado considerado em 5 US\$/kgH<sub>2</sub>.

Dessa forma, realizou-se uma análise em duas partes para avaliar os impactos da geração do hidrogênio adicional para a planta modificada. Primeiro, calculou-se o maior fator de emissão possível para o hidrogênio adicional. Esse valor representa a emissão equivalente que anula todo o abatimento causado pela geração do metanol. Assim, não existiria abatimento líquido de GEE, o que tornaria a opção inviável sob o ponto de vista de mitigação.

A segunda parte determina o preço máximo com que o hidrogênio adicional deveria ser comercializado de forma a não gerar benefício econômico na medida de abatimento. Ou seja, esse valor representa o *break-even price* do hidrogênio “de baixo carbono”. Valores de custo de produção menores que o *break-even price* representariam a geração de receita líquida para a opção de mitigação. Os resultados estão na Tabela 25.

Primeiramente, é possível verificar que apenas o caso A, com e sem *shift*, por apresentar valor maior que o da geração de hidrogênio por reforma a vapor do gás natural (9,1 tCO<sub>2</sub>/tH<sub>2</sub>), resultou em potencial de mitigação líquido em relação à tecnologia de referência. Os demais casos apresentaram fator de emissão menor que o da reforma a vapor, de forma que seria necessário que o hidrogênio adicional fosse gerado por uma tecnologia de baixo carbono para que, de fato, ocorresse abatimento nas emissões de GEE.

**Tabela 25 – Fator de Emissão e Preço Máximo do Hidrogênio Adicional**

Caso	Parâmetro	Unid.	A	B	C	D
Sem <i>shift</i>	Emissão máxima	tCO <sub>2</sub> /tH <sub>2</sub>	10,4	6,4	3,2	4,6
	Preço máximo	US\$/kgH <sub>2</sub>	4,5	3,3	3,4	3,4
Com <i>shift</i>	Emissão máxima	tCO <sub>2</sub> /tH <sub>2</sub>	9,2	6,4	3,2	4,6
	Preço máximo	US\$/kgH <sub>2</sub>	4,3	3,9	4,3	3,7

Quanto ao custo do hidrogênio, todos os casos ficaram com preço menor que o preço médio de mercado utilizado na análise econômica, porém próximos da faixa proposta na análise de sensibilidade. Isso representa capacidade real de geração de renda ou, em outras palavras, de ter um CMA negativo.

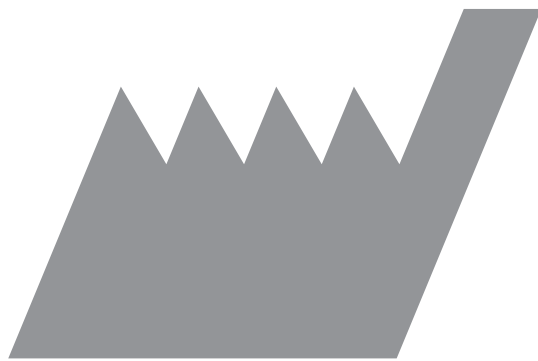
Porém, as limitações referentes ao fator de emissão máximo dos casos B, C e D, com e sem *shift*, exigem uma tecnologia de baixo carbono (i.e., com fator de emissão menor que a tecnologia de referência). Isso provoca incompatibilidade nos custos, pois tecnologias alternativas de geração de hidrogênio, como eletrólise, têm custo na faixa de 6 US\$/tH<sub>2</sub>. O DOE tem meta de redução do custo do hidrogênio produzido por eletrólise para cerca de 4,5 US\$/tH<sub>2</sub> até 2020 (DOE, 2011). No entanto, tal redução ainda seria insuficiente para tornar as opções de mitigação deste estudo atrativas economicamente.

Portanto, a opção de capturar CO<sub>2</sub> via armazenamento químico em UGH foi analisada com grande detalhe. Primeiramente, é possível identificar que a produção do metanol tem como consequência a redução da geração potencial de hidrogênio, visto que a produção de metanol compete parcialmente pelo próprio hidrogênio. Dessa forma, uma planta modificada só faria sentido em uma refinaria se a UGH fosse superdimensionada, de modo a atender a demanda de hidrogênio da refinaria e ser capaz de gerar metanol. Caso contrário, dificilmente uma refinaria optaria por aplicar essa medida no futuro próximo.

Além disso, ficou evidente que, apesar de tecnologicamente possível, ainda existem diversas incertezas, tanto de tecnologia quanto de mercado, que tornam essa medida atrativa economicamente. Apesar de possível, a atratividade econômica da medida é fortemente dependente do preço de mercado do gás natural e do metanol.

Ainda, em diversos casos, as opções de cogeração de hidrogênio e metanol em uma planta combinada não se mostraram capazes de efetuar redução efetiva das emissões totais de GEE. Para contornar esse problema, seria necessário grande avanço tecnológico para geração de hidrogênio a baixo custo com baixa emissão.

Por fim, além da incoerência fundamental com uma UGH de refinaria, a planta combinada exibe outro fator que dificulta a aplicação dessa medida nas refinarias atuais. Apesar de viável sob certas condições e cenários, é extremamente improvável que as refinarias estejam dispostas a reduzir seu consumo de hidrogênio. Para isso, as condições de mercado teriam que ser extremamente favoráveis, como o cenário de baixo preço de gás natural e alto preço de metanol no mercado. Ademais, dificilmente as UGH existentes têm área disponível para a adição dos equipamentos necessários para a geração de metanol.



# CCS na produção de etanol no Centro-Sul brasileiro

Capítulo

**4**

## 4 CCS NA PRODUÇÃO DE ETANOL NO CENTRO-SUL BRASILEIRO

### 4.1 FONTES DE EMISSÃO

As emissões de GEE do processo de produção do etanol estão ligadas aos processos agrícola e industrial. Tais emissões podem estar ligadas à produção de energia usada diretamente no processo agrícola ou industrial da indústria sucroalcooleira,<sup>28</sup> ao processo de fermentação da sacarose em etanol, à decomposição de matéria orgânica e de fertilizantes e à geração da energia usada na produção de máquinas, equipamentos, matérias-primas e insumos usados na produção do etanol.

Parte das emissões de CO<sub>2</sub> associada ao processo industrial de produção de etanol e todo o CO<sub>2</sub> emitido na sua combustão são compensados pelo processo de crescimento da cana (fotossíntese). Ou seja, as emissões associadas à queima do etanol em motores a combustão, as emissões de CO<sub>2</sub> derivadas da queima do bagaço<sup>29</sup> e as emissões de CO<sub>2</sub> do processo de fermentação são subtraídas das emissões totais do ciclo de vida do etanol, visando ao cálculo das emissões líquidas desse combustível.

Macedo et al. (2008) discriminam as emissões líquidas de GEE do processo de produção do etanol de destilarias do Centro-Sul do Brasil no período 2005/2006. A Figura 49 apresenta tal discriminação.

---

<sup>28</sup> Envolve a queima de combustíveis fósseis pelas máquinas utilizadas no cultivo, colheita e transporte da cana, queima do bagaço para geração de energia térmica, elétrica e mecânica para a etapa industrial.

<sup>29</sup> *Trash burning* se refere apenas às emissões de N<sub>2</sub>O e CH<sub>4</sub>, gases que não são capturados durante a fotossíntese.

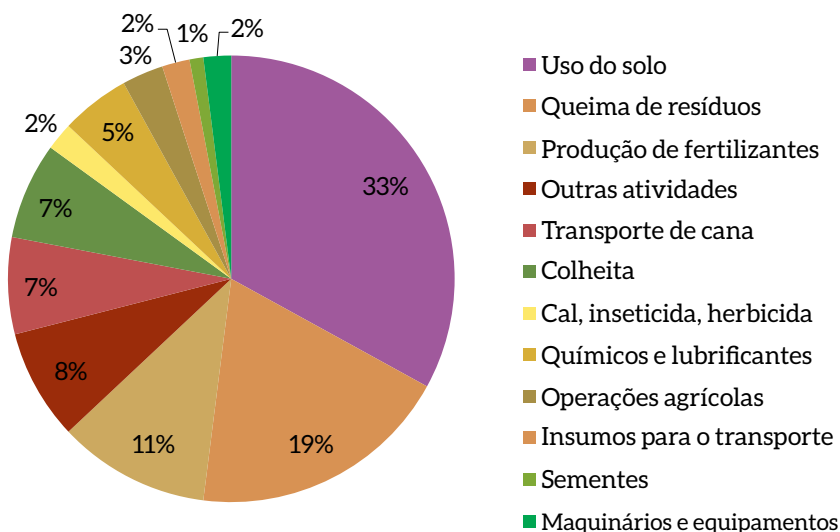


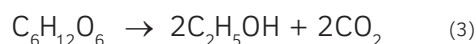
Figura 49 – Discriminação das Emissões Líquidas de GEE da Produção de Etanol de Cana-de-açúcar no Centro-Sul do Brasil (2005-2006)

Fonte: MACEDO et al., 2008

Segundo cálculos realizados por Macedo et al. (2008), as emissões líquidas derivadas da decomposição dos fertilizantes e da matéria orgânica do solo são as mais expressivas (12,3 kg de CO<sub>2</sub>e/t cana), sendo que as emissões derivadas da queima de combustíveis fósseis usados pelos equipamentos e máquinas utilizados no cultivo, colheita e transporte da cana alcançam 10,1 kg de CO<sub>2</sub>e/t cana. As emissões líquidas associadas à queima do bagaço (desconsideram o CO<sub>2</sub>) atingem 7,2 kg de CO<sub>2</sub>e/t cana.

Enquanto a redução nas emissões de GEE de qualquer uma das fontes de emissões líquidas é ambientalmente benéfica, reduzir tais emissões em etapas em que já se consideram as emissões líquidas nulas representa um benefício ambiental equivalente. É o caso de captura e armazenamento (geológico e/ou físico-químico e/ou biológico) do CO<sub>2</sub> proveniente da fermentação da glicose/frutose em etanol.

Para efeito de comparação com as estatísticas de emissões apresentadas por Macedo et al. (2008) e fornecidas em kg de CO<sub>2</sub>e/t de cana, podem-se calcular as emissões de CO<sub>2</sub> da fermentação a partir do balanço de massa da reação representada pela Equação 3:



Estequiometricamente, portanto, a produção de cada tonelada de etanol a partir da fermentação emite 956,5 kg de CO<sub>2</sub>. O BNDES (2008) apresenta o resultado de um estudo realizado em 44 usinas do Centro-Sul do Brasil que mostra que, em média, cada tonelada de cana fornece 1.926 MJ de energia na forma de etanol. Considerando o poder calorífico inferior (PCI) do etanol 28,2 MJ/kg, conclui-se que, para essas destilarias, cada tonelada de cana fornece, em média, 68,2 kg de etanol. Ou seja, a fermentação do caldo de 1 tonelada de cana emite 65,2 kg de CO<sub>2</sub>, valor bem superior aos dos processos apresentados por Macedo et al. (2008). Isso indica que a captura de CO<sub>2</sub> da fermentação pode ser uma boa oportunidade de mitigação de emissões de GEE na indústria de etanol. A Figura 50 apresenta a participação das emissões de CO<sub>2</sub> da fermentação nas emissões líquidas do ciclo de vida do etanol.

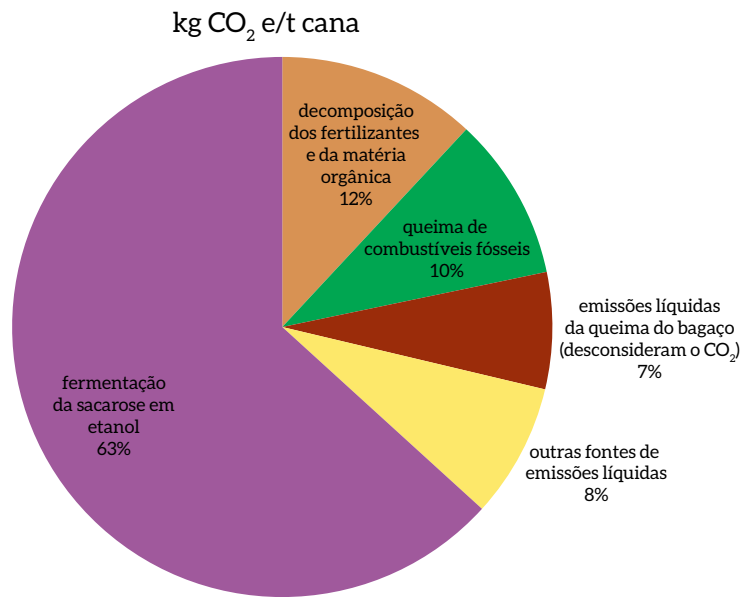


Figura 50 – Participação das Emissões de CO<sub>2</sub> da Fermentação nas Emissões Líquidas do Ciclo de Vida do Etanol

Kheshgi e Prince (2005) confirmam o processo de fermentação como uma etapa relativamente concentrada em emissões de CO<sub>2</sub> quando se analisa toda a cadeia de produção do etanol. Os autores estimam que a fermentação de cada litro de etanol derivado da cana emita mais de três vezes a quantidade de CO<sub>2</sub> emitida pelos processos que consomem combustíveis fósseis. No caso do etanol derivado do milho, essa razão é de 0,54.<sup>30</sup>

Segundo Unica (2014), na safra 2012/2013, o Centro-Sul produziu 21,4 milhões de m<sup>3</sup> de etanol, dos quais 12,6 milhões de m<sup>3</sup> de etanol hidratado, ou seja, 20,9 milhões de m<sup>3</sup> de etanol puro ou 16,6 milhões de toneladas desse combustível. Para o estado de São Paulo, esses números foram 11,6 milhões de m<sup>3</sup> de etanol puro ou 9,2 milhões de toneladas desse combustível. Isso corresponde a uma emissão da fermentação de 15,9 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> no Centro-Sul e 8,8 milhões de toneladas no estado de São Paulo. As regiões Norte e Nordeste foram responsáveis pela produção de 1,9 milhão de m<sup>3</sup> de etanol na safra 2012/2013, dos quais 0,8 milhão de m<sup>3</sup> de etanol hidratado, ou seja, 1,5 milhão de toneladas desse combustível. Isso corresponde a uma emissão da fermentação de 1,4 milhão de toneladas de CO<sub>2</sub> no Norte e no Nordeste.

O Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (2013) apresenta a produção mensal de etanol brasileira. A Figura 51 mostra a participação de cada mês no total de etanol produzido no Brasil entre o mês de abril de 2010 e o mês de março de 2011.

<sup>30</sup> Essas estimativas consideram que não há mudança na quantidade de carbono estocado nas plantas e nos solos e desconsideram emissões de outros GEE.



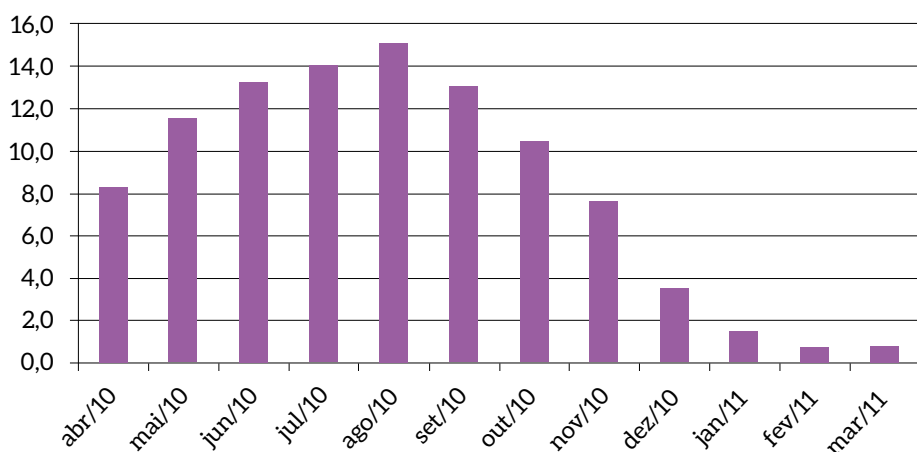


Figura 51 – Participação Mensal no Total de Etanol Produzido no Brasil

Fonte: MAPA, 2013

A Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP, 2014) apresenta a capacidade diária máxima de produção de etanol (anidro e hidratado) de 382 plantas brasileiras. Visando estimar as emissões anuais de CO<sub>2</sub> dessas plantas, supõe-se que o perfil de produção de etanol seja o apresentado na Figura 51. Dessa forma, supõe-se que, no mês de agosto de cada ano, que é o mês de produção máxima, as plantas utilizem a capacidade máxima de produção de que dispõem. Tendo em vista que 15% da produção anual ocorrem em agosto (Figura 51), a capacidade anual de produção pode ser calculada multiplicando a produção diária desse mês por 200 dias. Dividindo essa capacidade anual por 365 dias, é possível calcular a capacidade diária média de produção das plantas ao longo de um ano, conforme consta na Tabela 26.

Tabela 26 – Capacidade Diária Média da Produção de Etanol das Plantas Brasileiras

Estimativa da capacidade diária média (milhares de litros)	Número de plantas por Estado																				Total de plantas por capacidade			
	SP	RJ	MG	ES	GO	MT	MS	RS	PR	BA	PB	RN	AL	PE	CE	PI	SE	MA	TO	PA		RO	AM	AC
>1500	1	0	0	0	2	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5
>1.000 e <1.500	16	0	3	0	4	1	2	0	2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	29
>750 e <1.000	18	0	2	0	4	2	4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	30
>500 e <750	29	0	6	0	8	2	3	0	3	0	1	0	1	0	0	0	1	1	0	0	0	0	0	55
>250 e <500	57	1	16	5	11	2	7	0	14	2	4	1	10	5	0	1	0	2	0	1	1	0	0	140
>100 e <250	34	1	9	1	7	1	6	0	9	3	2	2	9	8	1	0	2	1	0	0	0	0	0	96
<100	10	2	3	0	0	0	0	2	2	1	0	0	0	2	0	0	3	0	0	0	0	1	1	27
Total de plantas por Estado	165	4	39	6	36	9	23	2	30	6	7	3	20	15	1	1	6	4	1	1	1	1	1	382

Fonte: Elaborado com base em ANP, 2014; MAPA, 2013

A Tabela 26 permite observar que quase a metade das plantas está localizada no estado de São Paulo. Os estados de Minas Gerais, Goiás e Paraná concentram, cada um, cerca de 10% das plantas, e os estados de Mato Grosso do Sul, Alagoas e Pernambuco concentram, cada um, cerca de 5% das plantas. O restante dos estados (RJ, ES, MT, RS, BA, PB, RN, CE, PI, SE, MA, TO, PA, RO, AM, AC) concentram juntos menos de 14% das plantas. Também é possível verificar pela Tabela 27 que as plantas de maior capacidade estão concentradas nos estados de São Paulo, Goiás, Mato Grosso e Mato Grosso do Sul.

Multiplicando as capacidades diárias médias das plantas por 365, encontram-se as capacidades anuais de produção de etanol de todas as plantas. A soma das capacidades anuais de todas as plantas resulta em 61,9 milhões de m<sup>3</sup>. Comparando esse valor à produção brasileira de etanol na safra 2012/2013 (23,3 milhões de m<sup>3</sup>), conclui-se que a produção de etanol não é limitada apenas pela capacidade de produção e disponibilidade de matéria-prima. Nota-se que a produção da safra 2012/2013 representou cerca de 40% da capacidade total de produção.

Supondo que as destilarias usam cerca de 40% das suas capacidades de produção, a segunda linha da Tabela 27 apresenta estimativas do volume de etanol produzido para plantas de diferentes capacidades. Tais estimativas são calculadas multiplicando-se as capacidades diárias apresentadas na primeira linha por 40%. A partir das estimativas de produção de etanol e do fator de emissão da fermentação, a Tabela 27 apresenta estimativas das emissões diárias médias de CO<sub>2</sub> em plantas com diversas capacidades de produção.

**Tabela 27 – Emissões Diárias de CO<sub>2</sub> da Fermentação do Açúcar em Etanol**

Capacidade diária média (milhares de l)	1.500	1.000	750	500	250	100
Produção diária de etanol (milhares de l)	600	400	300	200	100	40
Emissões diárias de CO <sub>2</sub> (t)	456	304	228	152	76	30

A Tabela 28 apresenta as quantidades de CO<sub>2</sub> que poderiam ser sequestradas quimicamente por processos industriais que produzem ureia, carbonato de cálcio e metanol. Tais cálculos baseiam-se na capacidade de plantas típicas brasileiras.

**Tabela 28 – Quantidades de CO<sub>2</sub> Que Poderiam Ser Consumidas por Plantas Típicas**

Produto	Empreendimento	Capacidade (t/dia)	CO <sub>2</sub> consumido (t/dia)
Ureia	Complexo Industrial de Araucária (Fosfertil)	1.975,0	362,0 (considerando somente o CO <sub>2</sub> não cativo <sup>1</sup> )
Carbonato de cálcio precipitado (PCC)	Parceria da Aracruz Celulose e a Minerals Technologies do Brasil (SMI)	68,5	30,1
Metanol	Planta em estudo de viabilidade pela Petrobras	3.014,0	4.144,0

Nota: <sup>1</sup> O H<sub>2</sub> usado na produção de ureia pode ser produzido por meio da reforma a vapor do metano, o que emite CO<sub>2</sub>. Este CO<sub>2</sub>, quando usado na produção de ureia, é denominado cativo. O não cativo é o que provém de qualquer outra fonte. Neste exemplo, o consumo de CO<sub>2</sub> não cativo seria adicional ao consumo de CO<sub>2</sub> cativo.

Fonte: FOSFERTIL, 2011; ARACRUZ, 2008; PETROBRAS, 2009

A escala de demanda de CO<sub>2</sub> desses produtos é similar à escala de oferta de várias destilarias, conforme pode ser constatado na comparação entre as tabelas 26 e 27. Usando-se as destilarias do estado de São Paulo como exemplo, cerca de 30 plantas emitem entre 200 e 500 t/dia de CO<sub>2</sub>, o que representa um volume próximo do consumido por uma planta de ureia que utiliza CO<sub>2</sub> não cativo e cerca de 1/10 do volume de CO<sub>2</sub> requerido por uma planta de metanol (tabelas 26 e 27).

Deve-se notar que a produção de metanol pela planta prevista pela Petrobras tem o potencial de capturar cerca de 10% das emissões da fermentação de todo etanol produzido no país, ou seja, poderia consumir as emissões de um conjunto de destilarias.

## 4.2 A ROTA DE CAPTURA PARA O CASO ESPECÍFICO DA DESTILARIA DE ETANOL

Como visto antes neste relatório, há processos físico-químicos que podem ser utilizados na captura do CO<sub>2</sub>, dentre os quais se destacam: absorção química, absorção física, adsorção, destilação criogênica, entre outros. A seleção de uma tecnologia de captura depende, entre outros fatores, da concentração de CO<sub>2</sub> nos gases de exaustão.

No caso da produção de amônia, H<sub>2</sub>, entre outros, o CO<sub>2</sub> pode ser capturado tanto nos gases de exaustão dos processos de produção de energia quanto no processo químico de produção desses insumos, sendo, nesse caso, considerado um subproduto.

Apesar de nem toda rota de produção de H<sub>2</sub> gerar gás de síntese com elevada concentração de CO<sub>2</sub>, Rubin (2008) enfatiza que a separação do CO<sub>2</sub> já é uma etapa do processo de produção de hidrogênio, ou seja, o CO<sub>2</sub> puro é um subproduto da produção de hidrogênio. Isso é verdade não apenas na produção de H<sub>2</sub>, mas também na produção de amônia, de óxido de etileno e no processamento do gás natural.

Em geral, aos processos em que a captura de CO<sub>2</sub> já é inerente e aos que apresentam elevada concentração desse gás, associa-se apenas o custo de compressão e transporte, considerando-se o custo de captura nulo<sup>31</sup> (RUBIN, 2008).

Os gases emitidos pelo processo de fermentação apresentam elevada concentração de CO<sub>2</sub>. O exausto do processo de fermentação costuma ser composto principalmente de CO<sub>2</sub> (85%), O<sub>2</sub> e N<sub>2</sub>, embora o ajuste das condições para que se alcancem 95% de CO<sub>2</sub> no exausto não seja complexo. Alta concentração de CO<sub>2</sub> no exausto está ligada a fermentação anaeróbica ideal. Em concentrações acima de 95%, o CO<sub>2</sub> é considerado puro (para a estocagem). Assim, no caso da captura de carbono de gases oriundos da fermentação, é necessário apenas desidratar o CO<sub>2</sub> evitando a formação de ácido carbônico, que corrói as tubulações.

O CO<sub>2</sub> é emitido nas destilarias de etanol à baixa pressão (pressão atmosférica) e como gás saturado. A pequena quantidade de impurezas presentes inclui compostos orgânicos como metanol, etanol e compostos à base de enxofre, como H<sub>2</sub>S e dimetil sulfato (DMS). DMS é prejudicial, dado que seu odor dificulta o uso do CO<sub>2</sub> pelas indústrias de bebidas e alimentos. Entretanto, a elevada concentração do CO<sub>2</sub> derivado do processo de fermentação o mantém atrativo para recuperação e uso.

---

31 Tal interpretação é coerente com as informações divulgadas por Rubin (2008), que menciona um custo de captura nulo na fermentação, na produção de amônia ou de hidrogênio e na produção de óxido de etileno.

Segundo Olah et al. (2009), a recuperação do CO<sub>2</sub> de correntes em que ele se encontra altamente concentrado já é viável e deve ser aprimorada. Olah et al. (2009) citam os exemplos da produção de gás natural ou de energia geotérmica.

### 4.3 ESTIMATIVA DO POTENCIAL TÉCNICO DOS USOS QUÍMICOS DE CO<sub>2</sub> DE DESTILARIAS DO CENTRO-SUL

Uma das formas de reduzir as emissões de CO<sub>2</sub> para a atmosfera consiste em sequestrá-lo quimicamente. O sequestro químico apresenta três vertentes principais:

- O armazenamento físico, que envolve o uso do CO<sub>2</sub> puro na indústria de alimentos e bebidas, seu uso como fluido de trabalho e como substituto de solventes de reações;
- O armazenamento químico, que envolve a reação do CO<sub>2</sub> com outro insumo para a produção de químicos e combustíveis;
- O armazenamento biológico, que está associado à seleção de espécies e ao fortalecimento de processos que absorvem o CO<sub>2</sub> via fotossíntese.

O Quadro 1 apresenta alguns exemplos de sequestro químico em lugares onde tais usos já vêm sendo implementados.

Quadro 1 – Exemplos de Opções de Sequestro Químico

Armazenamento Físico	Empresas envolvidas, origem do CO <sub>2</sub> e país de aplicação
Carbonatação de bebidas	Shady Power Plant e AES Corporation – planta de cogeração a carvão/estado de Oklahoma (EUA) Prosint Methanol Production Plant e Prosint, AGA– caldeira a gás/ Rio de Janeiro Gaobeidian Power Plant – termelétrica/China Huaneng
Processamento e/ou resfriamento de alimentos	Shady Power Plant e AES Corporation – planta de cogeração a carvão/ estado de Oklahoma (EUA) Warrior Run Power Plant – cogeração à carvão/Maryland (EUA) Bellingham Cogeneration Facility e Florida Power and Light Company – geração de energia elétrica a gás/ EUA – Bellingham, Massachusetts Sumitomo Chemicals e Kokusai Carbon Dioxide – geração de energia elétrica a óleo e gás/Japão
EOR	Shell e Statoil – termelétrica a gás e planta de methanol/Noruega Masdar – siderúrgica entre outras 2 fontes não definidas/Emirados Arabes Unidos EnCana e Dakota Gasification Company – Produção de combustíveis sintéticos a partir de linhito na planta da Dakota/Canadá ExxonMobil – Campo de petróleo de Labarge, Wyoming/EUA Penn West Petroleum Ltd – fonte não divulgada/Canadá Conestoga Energy Partners – fermentação de etanol de milho/ EUA
Armazenamento Químico	Empresas envolvidas, origem do CO <sub>2</sub> e país de aplicação
Produção de ureia	Luzhou Natural Gas Chemicals (Group) – Unidade de reforma da produção de amônia/China Petronas Fertilizer Co. – Unidade de reforma da produção de amônia/Malásia Indo Gulf Fertilizer Co. – Unidade de produção de amônia/Índia
Produção de carbonato de sódio	IMC Global Inc – Geração de eletricidade a carvão/EUA

Fontes: IEAGHG, 2013; MARKEWITZ et al., 2012

As viabilidades técnicas dos usos de CO<sub>2</sub> de destilarias do Centro-Sul serão analisadas com base nas demandas brasileiras atuais ou futuras dos produtos derivados desses usos. Os usos de CO<sub>2</sub> associados aos produtos, cujas demandas são completamente atendidas pelo mercado interno, terão as viabilidades técnicas avaliadas calculando-se as quantidades de CO<sub>2</sub> que podem ser consumidas no atendimento das demandas incrementais futuras desses produtos. Ou seja, calculam-se as frações do CO<sub>2</sub> emitido pelas destilarias que poderão ser consumidas pelas demandas incrementais associadas a esses usos. Os usos de CO<sub>2</sub> associados aos produtos cujas demandas são parcialmente atendidas por importação terão as viabilidades técnicas avaliadas calculando-se as quantidades de CO<sub>2</sub> que poderiam ser consumidas para substituir as importações por produtos que utilizam CO<sub>2</sub> no processo produtivo.

## CARBONATAÇÃO DE BEBIDAS

Considerando-se apenas o consumo doméstico de bebidas carbonatadas não alcoólicas<sup>32</sup> (refrigerantes), em 2010, o consumo *per capita* de refrigerante alcançou 86,0 litros, o que resultou na produção doméstica de 16,4 bilhões de litros de refrigerantes naquele ano (ABIR, 2011).

Considerando que o crescimento da demanda *per capita* média de refrigerantes no Brasil atingiu índice igual a 3,7% a.a. entre 2005 e 2010 e que a população brasileira cresceu em média 1,1% a.a. nesse mesmo período (ABIR, 2011), projeta-se demanda incremental de refrigerantes de 4,8% a.a. no período. Considerando a manutenção dessa taxa anual de crescimento, teríamos demanda incremental de 10,1 bilhões de litros em 2020 em relação à demanda de 2010.

Considerando o valor médio mínimo de concentração de CO<sub>2</sub> em bebidas carbonatadas, conforme divulgado por Ljunggren e Carlberg (1995), ou seja, 5,40 g de CO<sub>2</sub>/l de bebida carbonatada, estima-se que o consumo de CO<sub>2</sub> para atender a demanda incremental de refrigerantes em 2020 chegue a 0,05 Mt de CO<sub>2</sub>, ou seja, 0,3% do CO<sub>2</sub> emitido pelas destilarias do Centro-Sul na safra 2012/2013 (UNICA, 2014).

## EOR

A Tabela 29 resume as características que tornam os reservatórios de petróleo adequados à aplicação de recuperação avançada de petróleo com uso de CO<sub>2</sub> (EOR-CO<sub>2</sub>).

Tabela 29 – Características dos Reservatórios de Petróleo Adequados à Aplicação de EOR-CO<sub>2</sub>

Parâmetro do reservatório	Valores
Profundidade	> 350m
Temperatura	28 a 121 °C
Pressão	> pressão mínima de miscibilidade e < min (P <sub>cd</sub> ; S <sub>min</sub> ; P <sub>f</sub> ) <sup>1</sup>
Porosidade	>3%, preferencialmente >10%
Permeabilidade	> 1mD, preferencialmente > 10mD
Grau API	>11° API e <40°API para situações imiscíveis, e > 27 e <45 para situações miscíveis
Viscosidade	<10 cP/mPa * s para situações miscíveis e <600 cP/mPa * s para situações imiscíveis
Fração de petróleo remanescente no reservatório	>30% e preferencialmente <50%

Nota: 1 P<sub>cd</sub> é a pressão mínima de deslocamento capilar na rocha selante, ou seja, a pressão mínima que causa a penetração do CO<sub>2</sub> na rocha selante; S<sub>min</sub> é o estresse mínimo, ou seja, a pressão mínima que causa a abertura das fraturas existentes; P<sub>f</sub> é a pressão de fraturamento, ou seja, a pressão capaz de fraturar a rocha selante.

Fonte: CSFL, 2013

<sup>32</sup> Considera-se que o CO<sub>2</sub> para as bebidas carbonatadas alcoólicas provenha do próprio processo de fermentação da bebida.

O gás associado produzido na Bacia de Campos apresenta teor médio de 0,5% em volume de CO<sub>2</sub>. A maior parte das instalações marítimas da Bacia de Campos não tem unidades de remoção de CO<sub>2</sub> (MAIA, 2007 apud COSTA, 2009).<sup>33</sup> Portanto, pode haver potencial para a aplicação de CO<sub>2</sub> de destilarias de etanol para EOR nos campos da bacia petrolífera de Campos (pós-sal).<sup>34</sup>

Segundo Guardado et al. (2000) apud Rockett et al. (2013), rochas reservatório com boa a excelente permeabilidade e porosidade são comuns na Bacia de Campos. Além disso, os reservatórios nessa área têm estrutura bem conhecida, mecanismos de selagem comprovados (*traps*) e disponibilidade de dados dos reservatórios (ROCKETT et al., 2013).

Rockett et al. (2013) analisaram a capacidade de estocagem em 17 dos 50 campos de petróleo da Bacia de Campos, que são: Carapeba, Linguado, Marimbá, Marlim, Vermelho, Barracuda, Roncador, Caratinga, Jubarte, Namorado, Badejo, Pampo, Enchova/Bonito, Garoupa, Albacora, Corvina e Malhado. São todos reservatórios de arenito, com estimativas de profundidade superiores a 800 metros. Segundo Petrobras (2010) apud Rockett et al. (2013), há 36 campos de petróleo na Bacia de Campos que já atingiram o pico de produção.

Assim, a relativa proximidade da bacia às destilarias de etanol estimulou a análise do potencial técnico do uso do CO<sub>2</sub> de destilaria para a EOR-CO<sub>2</sub> nos seguintes campos: Carapeba, Linguado, Marimbá, Marlim, Vermelho, Barracuda, Roncador, Caratinga, Namorado, Badejo, Pampo, Garoupa e Albacora. Esses campos foram escolhidos pela disponibilidade de informações sobre o volume de OOIP (*original oil in place*) ou das reservas.

Holt et al. (1995) apresentam resultados da simulação de EOR-CO<sub>2</sub> em 25 campos de petróleo norte-americanos. Em média, a injeção do CO<sub>2</sub> permitiu a produção incremental de 13,2% do OOIP. Além disso, em média, 2,3 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub> foram sequestrados a cada m<sup>3</sup> de petróleo produzido, sendo que esses volumes são considerados nas condições do reservatório. Nas condições padrão, 1.080 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub> foram sequestrados na produção incremental de 1 m<sup>3</sup> de petróleo. Considerando a densidade do CO<sub>2</sub> nas condições padrão igual a 1,97 kg/m<sup>3</sup> e a densidade do petróleo do campo de Cachalote<sup>35</sup> igual a 921 kg/m<sup>3</sup> (MORAIS, 2013), estima-se que os campos de petróleo brasileiros apresentem potencial de armazenamento em torno de 2,3 toneladas de CO<sub>2</sub> por tonelada de petróleo produzido. Ravagnani (2007) simula o armazenamento de CO<sub>2</sub> para EOR nos campos onde a Petrobras já realiza essa operação no Recôncavo Baiano. Os resultados da simulação apontam para a injeção de 2,7 toneladas de CO<sub>2</sub> por tonelada de petróleo produzido. No entanto, a autora salienta que cerca de 50% do CO<sub>2</sub> injetado retornam com o petróleo produzido, ou seja, a cada tonelada de petróleo produzido, fica armazenada 1,4 tonelada de CO<sub>2</sub>.

---

33 De acordo com a Resolução ANP n° 16, de 17/6/2008 (DOU de 18/6/2008), o teor máximo de CO<sub>2</sub> no gás natural deve ser de 3% molar (ANP, 2013).

34 Como o capítulo de captura no E&P brasileiro deste documento mostrou, essa afirmação não é verdadeira para as bacias do pré-sal, para as quais a captura e reinjeção de CO<sub>2</sub>, também visando ao EOR, já devem ser entendidas como um cenário referência.

35 A densidade do petróleo do campo de Parati é de 909 kg/m<sup>3</sup>. Para este cálculo, considerou-se o grau API médio do petróleo produzido no Brasil nos meses de maio e junho de 2013 (MME, 2013). Isso porque o grau API desse campo não se encontra disponível na literatura.

A Tabela 30 apresenta os OOIP e algumas características dos campos da Bacia de Campos, cujos potenciais técnicos da aplicação de EOR-CO<sub>2</sub> serão analisados neste relatório.

Tabela 30 – Características dos Campos da Bacia de Campos

Campo de petróleo	OOIP (MMBOE)	°API	Reservas (MMBOE)	Distância da costa (km)	Lâmina d'água (m)	Profundidade do reservatório (m)	Porosidade (%)	Permeabilidade (mD)
Barracuda	2.700 <sup>1</sup>	25 <sup>8</sup>	780 <sup>1</sup>	90 <sup>1</sup>	600-1.200 <sup>1</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Caratinga	1.400 <sup>1</sup>	25 <sup>8</sup>	420 <sup>1</sup>	90 <sup>1</sup>	600-1.200 <sup>1</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Namorado	710 <sup>2</sup>	N.D.	N.D.	80 <sup>2</sup>	N.D.	N.D.	30 <sup>3</sup>	1.000 <sup>3</sup>
Albacora	2.664 <sup>2</sup>	24-29 <sup>2</sup> ; 27 <sup>8</sup>	N.D.	120 <sup>2</sup>	200-1.100 <sup>2</sup>	2.500-3.260 <sup>2</sup>	17-25 <sup>2</sup>	11 a 3.460 <sup>2</sup>
Roncador	6.960 <sup>4</sup>	24 <sup>8</sup>	N.D.	130 <sup>2</sup>	1.500-2.000 <sup>2</sup>	N.D.	27-30 <sup>2</sup>	400-1.000 <sup>2</sup>
Marlim	6.360 <sup>4</sup>	20 <sup>8</sup>	N.D.	110 <sup>2</sup>	650 <sup>2</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Badejo	116 <sup>2</sup>	N.D.	N.D.	80 <sup>2</sup>	90 <sup>2</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Linguado	550 <sup>2</sup>	29-32 <sup>2,5</sup>	130 <sup>2,5</sup>	N.D.	95-110 <sup>5</sup>	1.700-3.000 <sup>5</sup>	N.D.	N.D.
Pampo	1.260 <sup>2</sup>	20-30 <sup>2</sup>	N.D.	90 <sup>2</sup>	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.
Carapeba	519 <sup>*</sup>	N.D.	184 <sup>5</sup>	N.D.	70-90 <sup>5</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Vermelho	343 <sup>*</sup>	N.D.	122 <sup>5</sup>	N.D.	70-90 <sup>5</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Marimba	492 <sup>*</sup>	28 <sup>5</sup>	174 <sup>5</sup>	N.D.	383 <sup>5</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Garoupa	164 <sup>*</sup>	29-32 <sup>6</sup>	58 <sup>6</sup>	80 <sup>6</sup>	125 <sup>6</sup>	3.100 <sup>6</sup>	17-22 <sup>7</sup>	N.D.

**Notas:** \* Resultado da divisão entre o volume de reservas e 35,4%, que, segundo Bosco (2007) apud Rockett et al. (2013), é o fator médio de recuperação na Bacia de Campos. N.D. = não disponível.

Fontes: <sup>1</sup>ASSIS et al., 1998; <sup>2</sup>LOPES, 2004; <sup>3</sup>BACOCOLI et al., 1979; <sup>4</sup>ANP, 2013b; <sup>5</sup>HORSCHUTZ et al., 1992; <sup>6</sup>MILANI; ARAÚJO, 2003; <sup>7</sup>TIGRE, 1988 apud MILANI; ARAÚJO, 2003; <sup>8</sup>ANP, 2013d

A Tabela 31 apresenta a produção média diária de petróleo, a profundidade média e a data de início de produção dos campos analisados.

**Tabela 31 – Produção Média Diária de Petróleo, Profundidade Média e Data de Início de Produção**

Campo de petróleo	Início da produção	Produção (m <sup>3</sup> /dia) <sup>1</sup>	Média lâmina d'água (m)
Barracuda	29/09/1997	16.422	952
Caratinga	24/11/1997	5.954	987
Namorado	30/06/1979	2.185	200
Albacora	24/10/1987	7.004	700
Roncador	25/01/1999	41.151	1.730
Marlim	17/03/1991	29.157	800
Badejo	01/12/1981	96	93
Linguado	01/12/1981	126	100
Pampo	06/08/1998	2.101	150
Carapeba	31/12/1988	1.911	95
Vermelho	31/01/1989	1.192	80
Marimbá	30/04/1985	3.229	420
Garoupa	28/02/1979	627	120

Nota: <sup>1</sup>Referente à média da produção dos anos 2004, 2005 e 2006, com exceção do campo de Roncador, cujo valor se refere apenas ao ano 2006.

Fonte: ANP, 2013c

A Tabela 32 apresenta a estimativa da produção anual de petróleo, do consumo anual de CO<sub>2</sub> e do número de anos de produção incremental de CO<sub>2</sub> com o uso da EOR-CO<sub>2</sub>. O consumo anual de CO<sub>2</sub> se refere ao volume estocado no reservatório, calculados pela taxa de estocagem de CO<sub>2</sub> por unidade volumétrica de petróleo produzido apresentada por Holt et al. (1995). As estimativas do número de anos de produção adicional de petróleo foram obtidas pela razão entre o volume adicional de petróleo que pode ser produzido com o uso de EOR-CO<sub>2</sub> e o volume médio produzido nos anos de 2004, 2005 e 2006 nesses campos.

**Tabela 32 – Estimativa da Produção Anual de Petróleo, do Consumo Anual de CO<sub>2</sub> e do Número de Anos de Produção Incremental de CO<sub>2</sub>**

Campo de petróleo	Estimativa da produção anual de petróleo com o uso de EOR-CO <sub>2</sub> (milhares de m <sup>3</sup> )	Estimativa de consumo anual de CO <sub>2</sub> para uso em EOR-CO <sub>2</sub> (milhões de m <sup>3</sup> )	Estimativa do número de anos de produção incremental de petróleo com o uso de EOR-CO <sub>2</sub>
Barracuda	5.994	6.474	9
Caratinga	2.173	2.347	14
Namorado	798	861	19
Albacora	2.556	2.761	22
Roncador	15.020	16.222	10
Marlim	10.642	11.494	13
Badejo	35	38	69
Linguado	46	50	251
Pampo	767	828	34
Carapeba	698	753	16
Vermelho	435	470	17
Marimba	1.179	1.273	9
Garoupa	229	247	15

Fontes: Elaborado com base em HOLT et al.,1995; ANP, 2013c



A título de exemplo, a oferta de todas as destilarias do Centro-Sul na safra 2012/2013 é de cerca de 15,9 Mt CO<sub>2</sub>, ou seja, cerca de 8.044 milhões<sup>36</sup> de m<sup>3</sup>, o que significa que toda a oferta de CO<sub>2</sub> das destilarias do Centro-Sul permitiria a recuperação avançada de petróleo de alguns ou poucos poços de petróleo da Bacia de Campos, dependendo do tamanho do campo.

## METANOL

No caso da ureia e do metanol, a capacidade produtiva de ambos, neste estudo, foi limitada pela disponibilidade de H<sub>2</sub>. Nesse caso, ao contrário do processo usual aplicado na indústria, o H<sub>2</sub> deve derivar da eletrólise da H<sub>2</sub>O a partir da energia elétrica gerada com a queima de bagaço excedente. A disponibilidade de energia elétrica é limitada pela oferta de bagaço. Considera-se a geração de 155 kWh de energia elétrica excedente/t de cana processada (DANTAS, 2013). O consumo de energia elétrica para produzir ureia e metanol considera todas as etapas, desde produção de H<sub>2</sub>, passando pela compressão dos gases e incluindo consumo do processo químico para gerar ureia e metanol. A Tabela 33 apresenta esses valores.

Tabela 33 – Consumo de Energia Elétrica para Produzir Ureia e Metanol

Produto	Consumo de energia elétrica (MWh/t)	Descrição
Ureia	7,2	Energia elétrica para produção de H <sub>2</sub> , compressão de H <sub>2</sub> , N <sub>2</sub> e CO <sub>2</sub>
Metanol	13,0	Energia elétrica para produção de H <sub>2</sub> , compressão de H <sub>2</sub> e CO <sub>2</sub> e síntese de metanol

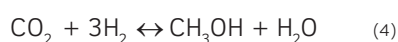
Fonte: MERSCHMANN, 2014

O produto entre a massa de cana moída e a quantidade de energia elétrica excedente por tonelada de cana processada resulta na quantidade de energia elétrica excedente que pode ser gerada. Segundo Unica (2014), na safra 2012/2013, foram moídas 533 milhões de toneladas de cana no Centro-Sul. Isso significa potencial de produção de 84,2 TWh de energia elétrica excedente no Centro-Sul.

Considerando que a produção de cada tonelada de metanol consome 13,0 MWh (Tabela 40), seria possível produzir cerca de 6,5 Mt de metanol no Centro-Sul.

Em 2012, o Brasil importou cerca de 638 mil toneladas de metanol, o que representou um gasto em torno de US\$ 248 milhões FOB (MDIC, 2014).

Supondo que todo o metanol importado em 2012 tivesse sido produzido a partir do CO<sub>2</sub> de destilarias e do H<sub>2</sub> produzido com uso da eletricidade excedente da queima do bagaço, nesse ano, teriam sido consumidas em torno de 880 mil toneladas de CO<sub>2</sub>, conforme a Equação 4:



36 Considerada uma densidade do CO<sub>2</sub> de 1,98 kg/m<sup>3</sup>.

Considerando que as emissões da fermentação de etanol no Centro-Sul alcançaram 15,9 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> na safra 2012/2013, a captura do CO<sub>2</sub> e seu uso na produção de metanol, substituindo a importação desse combustível, podem demandar 6% desse volume de emissões.

## UREIA

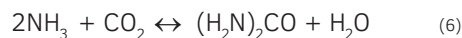
Considerando que a produção de cada tonelada de ureia consome 7,2 MWh (Tabela 33), a quantidade de energia elétrica que poderia se tornar excedente no Centro-Sul seria suficiente para produzir cerca de 11,7 Mt de ureia por ano.

Segundo MDIC (2014), em 2012, foram importadas cerca de 2,9 milhões de toneladas de ureia. Supondo que toda a ureia importada em 2012 tivesse sido produzida internamente a partir da reforma a vapor do gás natural, a Equação 5 mostra a reação global da reforma a vapor do gás natural:



Pela Equação 6, são necessárias três moléculas de H<sub>2</sub>, uma de N<sub>2</sub> e uma de CO<sub>2</sub> para produzir cada molécula de ureia. Ou seja, considerando que o CO<sub>2</sub> gerado na reforma a vapor do gás natural seja utilizado na produção de ureia, sobra uma molécula de H<sub>2</sub> sem oportunidade de reagir com CO<sub>2</sub> cativo. Por essa rota, a cada três moléculas de ureia produzidas, sobram três moléculas de H<sub>2</sub> que não têm oportunidade de reagir com CO<sub>2</sub> cativo. Isso significa que, de cada quatro moléculas de ureia produzidas, uma poderia ser produzida a partir de CO<sub>2</sub> não cativo. Ou seja, de um total de 2,9 milhões de toneladas de ureia importada, 0,7 milhão de toneladas poderia ter sido fabricada consumindo CO<sub>2</sub> não cativo.

Pelo balanço de massa da Equação 6, considerando 100% de seletividade pela reação de produção de ureia, poderia ter sido consumido 0,5 milhão de toneladas de CO<sub>2</sub> não cativo, mesmo considerando que o H<sub>2</sub> para esse fim provém da rota de reforma a vapor do metano.



No caso da produção de H<sub>2</sub> por eletrólise da água, sendo a eletricidade proveniente da queima de bagaço, a substituição de toda a ureia importada em 2012 teria possibilitado o consumo de 2,1 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> não cativo, por exemplo, o oriundo da fermentação de açúcar.

A Tabela 34 mostra a porcentagem de CO<sub>2</sub> emitido pela fermentação do açúcar no Centro-Sul que poderia ser consumida pela produção de ureia, visando substituir a importação brasileira desse produto.

Tabela 34 – Consumo de CO<sub>2</sub> Não Cativo das Rotas de Produção de Ureia

Rota de produção do H <sub>2</sub>	Potencial de consumo de CO <sub>2</sub> para substituir ureia importada em 2012 (Mt)	% do CO <sub>2</sub> emitido pela fermentação de açúcar no Centro-Sul na safra 2012/2013
Reforma a vapor do metano	0,5	3,1
Eletrólise da H <sub>2</sub> O – eletricidade da queima do bagaço	2,1	13,2

Fontes: UNICA (2014); MDIC (2014)

#### 4.4 ESTIMATIVAS DOS CUSTOS DO USO DE CO<sub>2</sub> DE DESTILARIAS PARA EOR NA BACIA DE CAMPOS

Como demonstrado nas seções anteriores, a opção EOR é a única entre as avaliadas com escala de demanda suficiente para as emissões de processo de destilarias do Centro-Sul do país. Tal fato não implica que outros usos do CO<sub>2</sub> capturado nessas destilarias possam ser cogitados, contudo decidiu-se aqui enfatizar, na análise de custos, a opção EOR.

A Tabela 35 apresenta estimativas do custo de desidratação e compressão do CO<sub>2</sub> da fermentação. Bonijoly et al. (2009) consideram que o CO<sub>2</sub> é comprimido a 110 bar.

Tabela 35 – Estimativas do Custo de Desidratação e Compressão do CO<sub>2</sub> da Fermentação

Custo (US\$/tCO <sub>2</sub> )	Fonte
6-12	MILMO, 2010; DAHOWSKI; DOOLEY, 2008
10	BONIJOY et al., 2009

Na Tabela 35, apesar de se compararem custos de anos diferentes, as incertezas sobre essa medida de mitigação não exigem elevada precisão das estimativas. Além do custo de desidratação e compressão, é necessário estimar o custo do transporte até a região de uso e o custo de injeção do CO<sub>2</sub> nos campos de petróleo.

Merschmann (2014) propõe uma metodologia para o cálculo dos custos de capital e de O&M de uma rede de carbidutos ligando destilarias do Centro-Sul a campos de petróleo da Bacia de Campos. Os custos dessa rede envolvem os custos dos carbidutos e dos compressores instalados ao longo dos dutos para evitar que a pressão ao longo dos dutos se reduza abaixo de 8,0 MPa.<sup>37</sup>

A metodologia para o cálculo dos custos de capital dos carbidutos baseia-se na Equação 7, proposta por Broek et al. (2013):

<sup>37</sup> A região supercrítica do CO<sub>2</sub> estende-se de 73,7 bar até próximo de 10<sup>4</sup> bar.

$$I = Bc * D * \sum Fc * Fs * [Flu * (1 - 0,1 * N) + 0,1 * N * Fci] * L \quad (7)$$

Onde:

Bc..fator de custo padrão

D..diâmetro do carboduto

Fc..fator associado à existência de um corredor de dutos

Fs..fator associado à inclinação do terreno

Flu..fator associado ao uso da terra

N..número de rodovias ou ferrovias atravessando determinada célula

Fci..fator associado à passagem de uma rodovia ou ferrovia pela célula

L..comprimento do carboduto que atravessa cada célula

Cada um dos fatores da Equação 7 é representado por um mapa processado no ArcMap 10.0. Cada local por onde um carboduto pode passar é representado por uma célula de um mapa no formato *raster*.<sup>38</sup> A cada célula é associado um valor, que corresponde à avaliação daquela célula (região) em relação a um fator da equação (MERSCHMANN, 2014).

A Tabela 36 apresenta os valores dos fatores da equação anterior, atribuídos de acordo com a situação de cada célula.

**Tabela 36 – Valores dos Fatores da Equação 7**

Inclinação (graus)	Valor de Fs
<6	1,0
6-11	1,1
11-17	1,2
17-35	3,0
A célula corresponde a uma área	Valor de Fc <sup>1</sup>
<i>Offshore</i>	3,0
<i>Onshore</i> onde já passa um carboduto	0,9
<i>Onshore</i> onde não passa um carboduto	1,0
A célula corresponde a uma área	Valor de Flu <sup>2</sup>
Que contém uma (ou parte de) unidade de conservação ou terra indígena	25,5
Atravessada por um corpo hídrico	4,0
Urbana	1,8
Rural	1,0
Alguma rodovia ou ferrovia corta a célula?	Valor de F <sub>ci</sub>
Sim	3,0
Não	1,0

Nota: <sup>1</sup>Salienta-se que as condições sob o fator "corredores" (Fc) são mutuamente excludentes. De cima para baixo nesta tabela, a primeira condição que se confirmar para este fator é a que atribui valor à célula. <sup>2</sup>Raciocínio idêntico deve ser aplicado às condições sobre o fator "uso da terra" (Flu).

Fonte: BROEK et al., 2013; MERSCHMANN, 2014

<sup>38</sup> Tipo de mapa de processamento geográfico composto por um conjunto de células. Cada célula armazena um valor de uma variável que caracteriza a área representada por tal célula.

Após a criação de um mapa no formato *raster* para cada fator da equação, operações entre os valores das células desses mapas geram um novo mapa no formato *raster*, cujas células reservam os resultados da Equação 8:

$$F_c * F_s * [Flu * (1 - 0,1 * N) + 0,1 * N * F_{ci}] \quad (8)$$

Por meio do mapa, cujas células armazenam os respectivos resultados da Equação 8 e do mapa com a localização geográfica dos campos da Bacia de Campos, utiliza-se o ArcMap 10.0 para gerar um novo mapa. Nesse novo mapa, cada célula representa o custo de capital do carboduto capaz de conectá-la a um campo de petróleo. O campo selecionado é aquele cujo custo de ligação entre ele e a célula em questão é o menor. Ou seja, qualquer outro campo disponível apresenta custo de ligação à célula em questão maior do que para o campo selecionado. Os resultados do ArcMap 10.0 para cada célula representam as soluções da Equação 9<sup>39</sup> (MERSCHMANN, 2014).

$$\sum F_c * F_s * [Flu * (1 - 0,1 * N) + 0,1 * N * F_{ci}] * L \quad (9)$$

Por uma questão de limitação de escopo, decidiu-se incluir neste estudo apenas as destilarias cuja localização coincide com as células associadas aos valores da Equação 9 que não ultrapassam 900 mil. Cabe salientar que, no mapa com os resultados da Equação 9, o valor da célula associada à destilaria que apresenta o maior custo de conexão a um campo de petróleo é 2,3 milhões (MERSCHMANN, 2014).

Tal limitação do número de destilarias levou à inclusão inicial de 59 destilarias no estudo. Entretanto, a falta de dados referentes à produção de etanol para algumas dessas plantas e o não reconhecimento de algumas destilarias pelo ArcMap 10.0 durante a construção da rede de carbodutos<sup>40</sup> levaram à inclusão de 44 destilarias no estudo, o que equivale a quase 15% das destilarias do Centro-Sul.

Por meio do mapa, cujas células armazenam os respectivos resultados da Equação 9 do mapa com localização geográfica das destilarias selecionadas e do mapa com a localização geográfica dos campos da bacia de Campos, utiliza-se o ArcMap 10.0 para gerar um novo mapa. Tal mapa constrói os caminhos de menor custo entre cada destilaria e um campo de petróleo. Para cada um desses caminhos, o ArcMap disponibiliza um resultado da Equação 9 por uma variável denominada *path cost* (MERSCHMANN, 2014).

Cada valor do *path cost* representa o custo de capital de um carboduto de 1,00 metro de diâmetro (*D*), sendo o fator de custo (*Bc*) igual a um real por metro de comprimento e por metro de diâmetro. Ou seja, para estimar os custos reais, falta multiplicar o valor de cada *path cost* pelo fator de custo (*Bc*) e diâmetro (*D*) adequados.

39 O resultado da Equação 9 representa o custo de investimento num carboduto de 1,00 metro diâmetro, sendo o fator de custo igual a R\$ 1,00 por metro de comprimento e por metro de diâmetro.

40 Isso incluiu as destilarias que se localizam até a faixa de 700-900 mil no *raster cost\_distance\_EOR* (projeto *cost\_path\_EOR\_2*).

Merschmann (2014) estima um fator de custo em torno de R\$ 4.000 por metro de comprimento e por metro de diâmetro. O diâmetro de cada carobuto é calculado resolvendo a Equação 10 proposta por Broek et al. (2010b) apud Knoope et al. (2013):

$$D = \left( \frac{32 * f * m^2 * L}{\pi^2 * \rho * \Delta P} \right)^{\frac{1}{5}} \quad (10)$$

A Tabela 37 apresenta o significado e os valores dos parâmetros da Equação 10.

**Tabela 37 – Parâmetros da Equação 10**

Parâmetro	Descrição	Valores dos parâmetros constantes
$f$	fator de fricção de Fanning	$3,75 * 10^{-3}$
$m$	Vazão mássica (kg/s)	Vide nota <sup>1</sup>
$\Delta P/L$	queda de pressão ao longo do carobuto (Pa/m)	20
$\rho\Delta$	Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	800

Nota: <sup>1</sup> A vazão mássica é calculada considerando a emissão de cada destilaria no mês de produção máxima. Considera-se que as destilarias operam durante 24 horas por dia.

Estações de recompressão são necessárias para carobutos longos, visando compensar as perdas de pressão. Para Broek et al. (2010b) apud Knoope et al. (2013), a queda máxima de pressão ao longo do carobuto deve ser de 3,0 MPa. Considerando que a pressão caia à taxa de 20Pa/m (Tabela 37), é necessária a instalação de compressores a cada 150 km.

Após a revisão da literatura, Merschmann (2014) selecionou a Equação 11 para o cálculo dos custos de capital das estações de recompressão do CO<sub>2</sub> que devem ser instaladas ao longo dos carobutos.

$$I = (W * 12 + 0,71) * 10^6 \quad (11)$$

Onde:

I...custo de investimento na estação de recompressão (€<sub>2010</sub>)

W...capacidade do compressor (MW<sub>e</sub>)

A Equação 12 (KNOOPE et al., 2013) apresenta a fórmula para o cálculo da capacidade de cada compressor:

$$W = \frac{m}{\rho} * \frac{(P_{saída} - P_{entrada})}{n_{compressor}} \quad (12)$$

Onde:

W...capacidade do compressor (MW<sub>e</sub>)

m...vazão mássica de CO<sub>2</sub> (kg/s)

ρ...densidade (kg/m<sup>3</sup>)

P<sub>saída</sub>...pressão na saída do compressor (MPa)

P<sub>entrada</sub>...pressão na entrada do compressor (MPa)

n<sub>compressor</sub>...eficiência do compressor

Considera-se que o CO<sub>2</sub> entra no carboduto a 11,0 MPa. Ou seja, esta também é a pressão a ser considerada na saída de cada compressor (P<sub>saída</sub>). Como a queda máxima de pressão ao longo do carboduto é de 3,0 MPa, a pressão de entrada em cada compressor (P<sub>entrada</sub>) é de 8,0 MPa. Considera-se que os compressores operam com eficiência de 65% (MERSCHMANN, 2014).

O valor revisado da literatura para o custo anual de operação e manutenção de cada carboduto ou compressor (exclusive o custo da energia elétrica, no caso do compressor) equivale a 3,5% do custo de investimento de cada um desses ativos (MERSCHMANN, 2014).

Estima-se em 1,39 kWh/tCO<sub>2</sub> o consumo de energia elétrica dos compressores (MERSCHMANN, 2014). Considera-se que o custo da energia para a recompressão equivale ao custo de oportunidade de venda dessa eletricidade no mercado, representado pelo preço médio de negociação da energia da biomassa de cana no leilão A-5 de 2013, R\$ 133,38/MWh (EPE, 2013).

Segundo Middleton et al. (2012), os custos de injeção e estocagem geológica apresentam dispersão elevada. Tais autores estimam que esses custos possam variar de cerca de US\$ 2 a US\$ 20 por tonelada de CO<sub>2</sub>, apresentando valor médio de cerca de US\$ 9. Knoope et al. (2013) afirmam que os custos de estocagem variam entre 4 e 10 €<sub>2010</sub> por tonelada de CO<sub>2</sub>.

Para calcular o custo de abatimento do CO<sub>2</sub>, é necessário anualizar os custos de investimento dos carbodutos e das estações de recompressão do CO<sub>2</sub>. Para isso, utiliza-se a Equação 13:

$$VPL_A = VPL * \left( \frac{i * (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right) \quad (13)$$

Onde:

VPL<sub>A</sub>..Valor presente líquido anualizado

VPL..Valor presente líquido

i..taxa de retorno

n..tempo de construção somado ao tempo de vida do empreendimento

Para resolver a Equação 13, considera-se a necessidade de três anos para construir a rede de carbodutos e que a vida útil da rede seja de 40 anos. Além disso, consideram-se dois cenários:

- Um conservador, em que se considera que o setor sucroalcooleiro invista na rede de dutos considerando uma taxa de retorno de 15% a.a.;
- Outro otimista, em que se considera que os carbodutos sejam financiados à taxa de retorno de 8% a.a.

No caso dos carbodutos, Merschmann (2014) considera um tempo de construção de três anos ( $t_1$ ), sendo o custo de capital igualmente distribuído ao longo desse período. Isso faz com que o valor presente líquido ( $VPL$ ) de cada carboduto, substituído na Equação 13, derive do resultado da Equação 14

$$VPL = \sum_{t_1=1}^{n_1} \frac{I/n_1}{(1+i)^{t_1-1}} \quad (14)$$

Onde:

$i$ ..taxa de retorno ou desconto (% a.a.)

$t_1$ ..período referente ao ano de construção

$n_1$ ..número de anos necessários para a construção

Cabe salientar que, tanto para o cenário conservador quanto para o otimista, a taxa de retorno utilizada para calcular o resultado da Equação 14 foi de 15% a.a.

Merschmann (2014) propõe uma metodologia para a construção de uma rede de carbodutos, de modo a aproveitar as economias de escala derivadas do transporte de  $CO_2$  de várias destilarias num mesmo duto. Assim, o valor presente líquido anualizado de cada carboduto e de cada estação de recompressão é atribuído a cada destilaria proporcionalmente ao uso que esta faz da infraestrutura em questão.

Os custos anualizados dos carbodutos e das estações de recompressão são somados aos respectivos custos de O&M e divididos pelas quantidades de  $CO_2$  emitidas anualmente por cada destilaria. Dessa forma, atribui-se a cada destilaria um custo de transporte do  $CO_2$ , dado em R\$ por tonelada. Finalmente, tais custos de transporte são somados aos custos da energia consumida no processo de recompressão, aos custos de desidratação e compressão e aos custos de injeção. Assim, obtém-se um custo de abatimento bruto do  $CO_2$  para cada destilaria analisada – i.e., custo de captura, transporte e reinjeção, sem considerar as receitas adicionais do EOR.

A Tabela 38 apresenta as vazões mássicas de  $CO_2$  no mês de produção máxima para cada usina analisada. Além disso, mostra o custo de abatimento (R\$/t) da etapa de transporte do  $CO_2$ . O custo de abatimento da etapa de transporte inclui o valor presente líquido anualizado do carboduto, da estação de recompressão e seus respectivos custos de O&M e energia. Tal custo de abatimento é apresentado considerando os dois cenários (conservador e otimista), que se diferenciam pela taxa de retorno considerada.



Tabela 38 – Vazões Mássicas de CO<sub>2</sub> e Custo de Abatimento (R\$/t) da Etapa de Transporte do CO<sub>2</sub>

ID da usina- identificação na Figura 52	Ordem da usina	Vazão de CO <sub>2</sub> (kg/s)	Custo de abatimento do transporte (R\$/t) para i=15% a.a.	Custo de abatimento do transporte (R\$/t) para i=8% a.a.
250	1	1,17	107	69
251	2	0,70	114	73
247	4	1,05	100	65
249	5	0,70	78	50
253	6	4,97	51	33
45	7	1,74	118	76
252	8	0,20	250	161
246	9	0,47	791	507
44	10	1,44	262	169
141	11	0,74	829	531
138	12	0,78	320	206
144	13	0,01	80	51
40	14	0,35	443	286
43	15	1,96	354	228
41	16	2,50	349	225
133	17	1,61	426	275
143	18	3,36	405	261
140	19	0,19	111	71
152	20	3,52	131	84
132	22	3,45	256	165
165	23	0,05	5708	3652
164	24	1,55	231	149
161	25	2,10	157	101
125	28	2,36	202	130
466	29	5,15	266	172
431	30	2,85	236	152
329	31	3,32	238	153
145	32	2,33	249	161
292	34	0,70	253	157
309	36	2,55	239	154
462	39	4,35	260	167
449	40	1,83	289	186
374	41	4,57	203	130
330	42	2,06	234	151
391	43	6,16	237	152
379	45	1,09	242	156
299	47	8,66	214	138
298	49	7,64	259	167
147	51	0,42	514	331
317	52	3,40	297	192
451	53	3,46	241	155
294	54	6,39	246	158
404	56	2,65	339	218
148	57	1,38	555	357

Fonte: MERSCHMANN, 2014

A Tabela 39 agrupa as destilarias de acordo com a quantidade de etanol produzida na safra 2010/2011,<sup>41</sup> apresentando, para cada faixa de produção, a média e o desvio-padrão dos custos de abatimento da etapa de transporte. Essa tabela apresenta estimativas conservadoras, cujos cálculos admitem os seguintes valores para os parâmetros em questão:

- Taxa de retorno de 15% a.a. para os investimentos;
- Custo de desidratação e compressão do CO<sub>2</sub> de R\$ 25 por tonelada de CO<sub>2</sub> (DAHOWSKI; DOOLEY, 2008; BONIJOLY et al., 2009, MILMO, 2010);<sup>42</sup>
- Custo de injeção de R\$ 29 por tonelada de CO<sub>2</sub> (MIDDLETON et al., 2012; KNOOPE et al., 2013).<sup>43</sup>

A antepenúltima coluna soma os custos de abatimento das etapas de desidratação, compressão, transporte e injeção, estimando o custo bruto total médio de abatimento para destilarias na mesma faixa de produção. Tal soma é o custo bruto, ou seja, não desconta a receita que pode ser gerada com a venda do petróleo produzido a partir da injeção de CO<sub>2</sub>.

A penúltima coluna também é o resultado da soma dos custos de abatimento das etapas de desidratação, compressão, transporte e injeção. A diferença da coluna anterior é a apresentação do custo líquido total médio de abatimento. O custo líquido considera que as receitas de venda do petróleo produzido pela injeção de CO<sub>2</sub> devem ser subtraídas dos custos da cadeia do CCS. Essa coluna representa o custo líquido de uma empresa de petróleo que decida investir em toda a infraestrutura (captura, compressão, transporte e injeção), considerando que toda a infraestrutura para a produção de petróleo já esteja preparada e paga.

Para os cálculos da penúltima coluna, consideram-se os preços mínimos de petróleo dos campos Parati e Cachalote em janeiro de 2014 como, respectivamente, R\$ 1.562 e R\$ 1.512 por tonelada<sup>44</sup> (ANP, 2014). Para facilitar os cálculos, considera-se o menor deles para todos os casos estudados (R\$ 1.512/t). Além disso, considera-se o armazenamento de 1,4 t de CO<sub>2</sub> por tonelada de petróleo produzido (RAVAGNANI, 2007). Multiplicando o preço do petróleo (R\$ 1.512/t) pela quantidade de petróleo produzida por tonelada de CO<sub>2</sub> armazenado, conclui-se que cada tonelada de CO<sub>2</sub> armazenado gere uma receita de R\$ 1.080.

A última coluna também apresenta um custo líquido total médio de abatimento. Mas essa coluna representa o custo líquido de uma destilaria de etanol que decida investir em captura, compressão e transporte do CO<sub>2</sub>. O custo de injeção não é considerado, dado que seria arcado pela empresa de petróleo que adquirir o CO<sub>2</sub>.

---

41 Para mais detalhes sobre o motivo de utilizar essa safra, vide Merschmann (2014).

42 Considerando que o custo de US\$ 12 por tonelada de CO<sub>2</sub> desidratado e comprimido esteja em dólares de 2010, multiplica-se esse valor pelas taxas de câmbio e de inflação, encontrando-se o valor atual em reais. Segundo o Banco Central do Brasil (2014), o valor médio de compra do dólar em 2010 foi de R\$ 1,76. A taxa de inflação, em 2010, foi igual a 5,91%; em 2011, 6,50%; em 2012, 5,84%; em 2013, 5,91% (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b).

43 Considera-se um custo de injeção de 10 €<sub>2010</sub> por tonelada de CO<sub>2</sub>. Multiplica-se esse valor pelo preço médio de compra do euro em 2010 e pelas taxas de inflação de 2010 a 2013 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b).

44 ANP (2014) fornece os preços mínimos em R\$/m<sup>3</sup>. Tais valores foram convertidos para R\$/t considerando-se que o petróleo do campo Cachalote apresenta um grau API de 22,1 (MORAIS, 2013). Dado que o grau API do petróleo do campo Parati não se encontra disponível na literatura, considerou-se para este campo o grau API médio do petróleo produzido no Brasil entre maio e junho de 2013, ou seja, 24,2 graus API (MME, 2013).

Para os cálculos da última coluna, considera-se que uma empresa de petróleo adquira o CO<sub>2</sub> de uma destilaria de etanol ao preço de R\$ 60/t (MERSCHMANN, 2014).

**Tabela 39 – Custos Médios de Abatimento de CO<sub>2</sub> (Caso Conservador)**

Produção estimada de etanol na safra 2010/2011 (m <sup>3</sup> /safra)	Ordens das usinas	Média dos custos de abatimento do transporte de CO <sub>2</sub> (R\$/t)	Desvio-padrão dos custos de abatimento para as usinas na mesma faixa de produção (R\$/t)	Estimativa do custo de desidratação e compressão (R\$/t)	Estimativa do custo de injeção (R\$/t)	Estimativa do custo total bruto de abatimento (R\$/t)	Estimativa do custo total líquido de abatimento para uma empresa de petróleo (R\$/t)	Estimativa do custo total líquido de abatimento para uma destilaria de etanol (R\$/t)
até 10.000	8; 13; 14; 19; 23 e 51	280	174	25	29	334	-773	245
>10.000 até 25.000	2; 4; 5; 9; 11; 12; 34 e 45	341	282	25	29	395	-712	306
>25.000 até 40.000	1; 7; 10; 17; 24 e 57	283	161	25	29	337	-770	248
>40.000 até 65.000	15; 16; 25; 28; 32; 36; 40; 42 e 56	268	65	25	29	322	-785	233
>65.000 até 85.000	18; 20; 22; 30; 31; 52 e 53	258	76	25	29	312	-795	223
>85.000 até 115.000	6; 39 e 41	171	88	25	29	225	-882	136
>115.000 até 150.000	29; 43 e 54	250	12	25	29	304	-803	215
>150.000 até 200.000	47 e 49	237	23	25	29	291	-816	202

Nota: <sup>1</sup>O custo de abatimento da destilaria 23 não foi incluído nos cálculos da média e do desvio-padrão por ter se mostrado muito superior aos demais

A Tabela 40 apresenta as mesmas estimativas apresentadas na Tabela 39. A diferença é que a Tabela 40 aplica valores mais otimistas para os parâmetros utilizados nos cálculos dos custos, quais sejam:

- Taxa de retorno de 8% a.a. para os investimentos;
- Custo de desidratação e compressão do CO<sub>2</sub> de R\$ 18 por tonelada de CO<sub>2</sub> (DAHOWSKI; DOOLEY, 2008, BONIJOLY et al., 2009, MILMO, 2010);<sup>45</sup>
- Custo de injeção de R\$ 20 por tonelada de CO<sub>2</sub> (MIDDLETON et al., 2012; KNOOPE et al., 2013).<sup>46</sup>

**Tabela 40 – Custos Médios de Abatimento de CO<sub>2</sub> (Caso Otimista)**

Produção estimada de etanol na safra 2010/2011 (m <sup>3</sup> /safra)	Ordens das usinas	Média dos custos de abatimento do transporte de CO <sub>2</sub> (R\$/t)	Desvio-padrão dos custos de abatimento para as usinas na mesma faixa de produção (R\$/t)	Estimativa do custo de desidratação e compressão (R\$/t)	Estimativa do custo de injeção (R\$/t)	Estimativa do custo total bruto de abatimento (R\$/t)	Estimativa do custo total líquido de abatimento para uma empresa de petróleo (R\$/t)	Estimativa do custo total líquido de abatimento para uma destilaria de etanol (R\$/t)
até 10.000	8; 13; 14; 19; 23 <sup>1</sup> e 51	180	112	18	20	218	-889	138
>10.000 até 25.000	2; 4; 5; 9; 11; 12; 34 e 45	218	181	18	20	256	-851	176
>25.000 até 40.000	1; 7; 10; 17; 24 e 57	183	104	18	20	221	-886	141
>40.000 até 65.000	15; 16; 25; 28; 32; 36; 40; 42 e 56	173	42	18	20	211	-896	131
>65.000 até 85.000	18; 20; 22; 30; 31; 52 e 53	166	49	18	20	204	-903	124
>85.000 até 115.000	6; 39 e 41	110	57	18	20	148	-959	68
>115.000 até 150.000	29; 43 e 54	161	8	18	20	199	-908	119
>150.000 até 200.000	47 e 49	152	15	18	20	190	-917	110

Nota: <sup>1</sup> O custo de abatimento da destilaria 23 não foi incluído nos cálculos da média e do desvio-padrão por ter se mostrado muito superior aos demais

<sup>45</sup> Considerando que o custo de US\$ 12 por tonelada de CO<sub>2</sub> desidratado e comprimido esteja em dólares de 2010, multiplica-se esse valor pelas taxas de câmbio e de inflação, encontrando-se o valor atual em reais. Segundo o Banco Central do Brasil (2014), o valor médio de compra do dólar em 2010 foi de R\$ 1,76. A taxa de inflação, em 2010, foi igual a 5,91%; em 2011, 6,50%; em 2012, 5,84%; em 2013, 5,91% (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b).

<sup>46</sup> Considera-se um custo de injeção de US\$ 9 por tonelada de CO<sub>2</sub>, e que este custo esteja em US\$ de 2012 (MIDDLETON et al., 2012). Multiplica-se esse valor pelo preço médio de compra do dólar em 2012 e pelas taxas de inflação de 2012 a 2013 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b).

As tabelas 39 e 40 permitem concluir que uma parcela significativa dos custos de abatimento do CO<sub>2</sub> de destilaria se deve ao transporte desse gás até um campo de produção de petróleo.

Para o cenário conservador (taxa de retorno de 15% a.a., Tabela 39), os custos de abatimento da etapa de transporte para as destilarias, cujos valores apresentam as menores dispersões, estão em torno de R\$ 250 por tonelada (US\$ 109/t).<sup>47</sup> Para o cenário otimista (taxa de retorno de 8% a.a., Tabela 40), esses custos estão em torno de R\$ 160 por tonelada (US\$ 70/t).

A média e a dispersão do custo de abatimento associado à etapa de transporte se mostraram elevados, em especial para as destilarias de menor porte. Ao analisar o grupo de destilarias que produz entre 10 mil e 25 mil m<sup>3</sup> por safra, observou-se que um dos fatores responsáveis pela dispersão elevada dos custos é a diferença nas distâncias entre cada destilaria e o campo de petróleo ao qual cada uma está conectada. As destilarias de ordem 34 e 45 estão a cerca de 900 km do respectivo campo de petróleo e, no cenário otimista (i= 8% a.a.), apresentam custo de abatimento associado à etapa de transporte de cerca de R\$ 150/t (US\$ 65/t) (Tabela 38). As destilarias de ordem 4 e 5 estão a cerca de 120 km de distância do respectivo campo, sendo que seus custos estão em torno de R\$ 60/t (US\$ 26/t) de CO<sub>2</sub> transportado. Entretanto, o que mais impacta a dispersão dos custos é o fato de certas destilarias estarem relativamente isoladas geograficamente. Isso obriga-as a arcar sozinhas com o custo total de longos trechos de carbidutos, o que, especialmente para esse conjunto de plantas de pequena capacidade de produção, eleva significativamente o custo de abatimento da etapa de transporte. Isso é evidenciado pela análise do custo de abatimento das destilarias de ordem 9 e 11. Estima-se um custo da ordem de R\$ 500/t (US\$ 217/t) de CO<sub>2</sub> transportado para tais destilarias (Tabela 38). Enquanto a destilaria 9 arca sozinha com o custo do carbiduto, do compressor e de O&M de um trecho de 164 km, a destilaria arca com 94% dos mesmos custos de um trecho de 185<sup>48</sup> km. Nota-se que não são as distâncias totais até o campo de petróleo que elevam os custos de abatimento da etapa de transporte dessas destilarias, já que para ambas tais distâncias são de cerca de 300 km.

Outro fator que contribui para elevar o custo do transporte é o fato de as destilarias apresentarem emissões heterogêneas de CO<sub>2</sub> ao longo do ano (Figura 51). Como visto, os carbidutos são planejados para atender o mês de capacidade máxima de produção. Ou seja, caso fosse possível operar os carbidutos com a capacidade máxima o tempo todo, eles transportariam todo o CO<sub>2</sub> emitido anualmente pelas destilarias em 200 dias de operação.

Uma hipótese é que, mesmo com as destilarias ligadas em rede, o diâmetro dos carbidutos seja muito pequeno para permitir ganhos de escala no transporte. Tal hipótese baseia-se no fato de Knoope et al. (2013) divulgarem resultados de custos de transporte para carbidutos com 0,8 metro de diâmetro, enquanto Merschmann (2014) estuda custos de carbidutos com diâmetros entre 0,03 metro e 0,37 metro. Pesquisas futuras são necessárias para testar tal hipótese.

---

47 Convertido usando a taxa de R\$ 2,30/US\$, que é o valor médio de compra do dólar entre janeiro e junho de 2014 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014).

48 A destilaria 23 arca com os 6% restantes.



A Figura 53 compara os custos de abatimento da etapa de transporte (exclusive os custos de captura, compressão e injeção) com o abatimento acumulado de emissões das usinas analisadas.

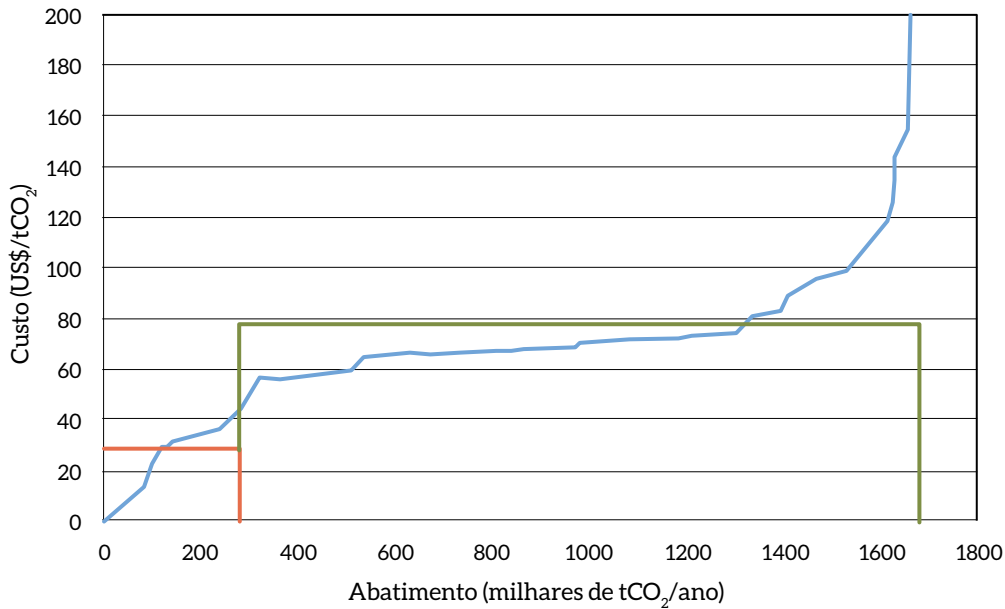


Figura 53 – Evolução dos Custos de Abatimento da Etapa de Transporte com as Emissões Acumuladas

A análise da Figura 53 permite observar que, para as usinas associadas a um custo de até US\$ 50/t de CO<sub>2</sub> transportado, o custo de abatimento médio dessa etapa é de US\$ 28/t. Esse grupo de usinas é responsável pelas emissões anuais de cerca de 280 mil toneladas de CO<sub>2</sub>, o que corresponde a 17% da soma das emissões de todas as usinas consideradas na análise. As usinas que participam desse grupo e cujos números de identificação aparecem na Figura 52 são: 253, 249, 144, 247, 140, 45, 152 e 161.

Para o restante das usinas, cujo custo de abatimento da etapa de transporte é superior a US\$ 50/t, o custo de abatimento médio dessa etapa é de US\$ 78/t. Esse grupo é responsável pelas emissões anuais de cerca de 1,40 milhão de toneladas, o que corresponde a cerca de 83% da soma das emissões de todas as usinas consideradas na análise. A maior parte dessas emissões está associada às usinas cujo custo de abatimento da etapa de transporte é inferior ao valor médio (US\$ 78/t). Ou seja, cerca de 1,00 milhão de toneladas de CO<sub>2</sub> (60% da soma das emissões de todas as usinas consideradas na análise) poderiam ser transportadas a um custo de abatimento entre US\$ 50 e US\$ 78/t. As usinas que participam desse grupo (custo de abatimento da etapa de transporte entre US\$ 50 e US\$ 78/t), e cujos números de identificação aparecem na Figura 52, são: 299, 164, 431, 329, 451, 294, 132, 44 e 466.







# CCS no setor elétrico

Capítulo

**5**

## 5 CCS NO SETOR ELÉTRICO

### 5.1 O USO DE COMBUSTÍVEIS FÓSSEIS NA MATRIZ ELÉTRICA BRASILEIRA

O Brasil se depara com a necessidade de aumentar a oferta de eletricidade diante de uma demanda que deve permanecer crescendo a taxas elevadas nas próximas duas décadas (EPE, 2012). A energia hidrelétrica é considerada a fonte mais importante para a expansão do setor elétrico brasileiro. Conforme a Aneel (2013), em junho de 2014, havia uma capacidade instalada de 129 GW, da qual 87 GW, ou seja, 67% eram de origem hidrelétrica.

No parque de geração do SIN, predominam as usinas hidrelétricas com grandes reservatórios de regularização plurianual, com crescente participação de usinas térmicas, eólicas e hidroelétricas a fio d'água. O SIN se estende por grande parte do país e é dividido em subsistemas interligados. A interligação dos subsistemas permite melhor aproveitamento da sazonalidade das vazões afluentes nas diferentes bacias e permuta dos excedentes de energia elétrica durante o período das cheias em cada região. As usinas térmicas convencionais desempenham papel importante na segurança operativa do SIN na medida em que possam ser acionadas para garantir estoques de segurança durante o período seco.

A expansão do sistema com hidrelétricas com reservatórios de regulação plurianual se apresenta cada vez mais inviável do ponto de vista ambiental. Portanto, há gradativa redução da capacidade de armazenamento no SIN, restringindo a oferta hidroelétrica abundante apenas ao período chuvoso (por exemplo, a oferta da Amazônia, com sazonalidade acentuada) (ONS, 2012). No período seco de cada ano, a geração hidrelétrica precisa ser complementada, seja por usinas térmicas convencionais e/ou por fontes renováveis (eólicas/biomassa). Assim, o parque térmico e as fontes renováveis assumem papel cada vez mais importante (ONS, 2012).

A geração termelétrica (UTE) foi promovida a partir do final da década de 1990 (EPE, 2007). Entre 2001 e 2014, houve aumento de capacidade termelétrica de 10,5 GW para 34,9 GW. Assim, em 2014, a capacidade de geração termelétrica já responde por 29% da capacidade instalada no país. Vale notar que o aumento da capacidade termelétrica se concentrou fortemente em gás natural e biomassa, que respondem por 12,5 GW e 11,6 GW, respectivamente. A capacidade instalada em termelétricas a carvão, por sua vez, atingiu somente 3,4 GW em 2014 (ANEEL, 2014). O restante consiste em UTE operadas com diesel e óleo combustível, totalizando 3,6 e 4,1 GW, respectivamente.

Como o sistema de despacho prioriza a operação de fontes renováveis, as usinas térmicas operadas com fontes fósseis podem ficar muito tempo fora de operação na medida em que a tecnologia permite

essa flexibilidade. Assim, para as usinas movidas a diesel e óleo combustível, a EPE (2012) constatou valores muito baixos para os fatores de capacidade médios, da ordem de 1% e 2%, respectivamente. Para usinas a gás natural, a EPE indicou 30% como fator médio de capacidade e, para usinas a carvão mineral, 40%. O principal fator para térmicas a carvão é a inflexibilidade operativa para manter as minas em funcionamento. Os demais fatores reduzidos para as termelétricas a óleo diesel e óleo combustível se devem ao alto custo de operação desses empreendimentos (EPE, 2012).

A expansão do sistema por usinas termelétricas à base de combustíveis fósseis está em conflito com a necessidade de diminuir emissões de GEE. Todavia, os agentes do setor elétrico hesitam em abrir mão do uso de combustíveis fósseis e muitas economias apostam no desenvolvimento de tecnologias inovadoras de carvão que visam à redução de emissões de CO<sub>2</sub> via adição de sistemas de captura de armazenamento de carbono (*carbon capture and storage – CCS*).

O potencial da aplicação de sistemas CCS no setor elétrico brasileiro e o custo adicional que esses sistemas acarretam são analisados neste capítulo. Esse custo adicional representa o custo de abatimento de emissões de CO<sub>2</sub> em termelétricas via CCS. Esse custo é definido pela Equação 15. O subscrito “capt” e “ref” na equação se referem, respectivamente, a uma planta com captura de carbono e a uma planta de referência sem captura de carbono.

$$C_{CO_2,e} = \frac{LCOE_{capt} - LCOE_{ref}}{\left(\frac{CO_2}{EE}\right)_{ref} - \left(\frac{CO_2}{EE}\right)_{capt}} \quad (15)$$

$C_{CO_2,e}$  [US\$/t<sub>CO<sub>2</sub></sub>]:

Custo de CO<sub>2</sub> evitado

LCOE [US\$/kWh]:

custo nivelado de eletricidade

$\left(\frac{CO_2}{EE}\right)$  [t<sub>CO<sub>2</sub></sub>/kWh]

emissão de CO<sub>2</sub> por unidade de energia

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 custo de investimento, todos os custos de operação e manutenção (incluindo custos de combustível) e o pagamento do retorno aceito pelos investidores. O LCOE normalmente é indicado por unidade de energia elétrica gerada, por exemplo, em US\$/MWh. Por esse custo, verifica-se a competitividade de uma tecnologia no contexto de 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.

Vale ressaltar que 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  $C_{CO_2,e}$ , relacionando os custos de uma tecnologia nova com CCS com uma planta convencional de combustão. Finalmente, deve ser mencionado que o custo  $C_{CO_2,e}$  se refere somente à captura e compressão do CO<sub>2</sub>. O custo do sequestro de CO<sub>2</sub> não foi incluído nas avaliações de custo das plantas neste capítulo, mas em outro capítulo deste relatório.

Também vale destacar que as emissões evitadas aqui descritas referem-se às emissões diretas da planta, não sendo contabilizadas, portanto, as emissões associadas ao ciclo de vida, como o que foi realizado em Castelo Branco et al. (2012).

## 5.2 CCS EM UTE A GÁS NATURAL

### 5.2.1 OPÇÕES TÉCNICAS PARA A CAPTURA DE CARBONO

O gás natural é uma das principais fontes de energia fósseis do setor elétrico, podendo ser utilizado em diversas tecnologias de conversão, como caldeiras em ciclos Rankine, turbinas a gás em ciclos Brayton ou em ciclo combinado e mesmo em motores de combustão interna. Dessa forma, é possível que o gás natural participe tanto da geração de base e semibase quanto da geração de pico.<sup>49</sup>

No entanto, ao se considerar a opção de captura de carbono em termelétricas, limitam-se bastante as opções tecnológicas envolvidas. O motivo é que térmicas de ciclo aberto e/ou motores de combustão interna costumam operar para a geração de pico, o que requer capacidade de entrar e sair de operação em curto tempo de forma a seguir a demanda *on-time*.

Ao introduzir a captura de carbono nas opções de conversão, não apenas a capacidade de partida rápida poderia ficar comprometida, como também a penalidade energética envolvida nos processos de captura reduziria ainda mais a eficiência desses processos, aumentando o custo da geração de ponta.

Importante notar, no entanto, que a análise acima está sujeita ao desenvolvimento atual das tecnologias de captura de carbono. Isto é, considerando a disponibilidade de tecnologias de captura de carbono no mercado, não existe expectativa de se capturar o dióxido de carbono na geração de ponta.

Dessa forma, a aplicação da captura de carbono só é considerada, em geral, em termelétricas de ciclo combinado, pois tendem a operar na base (e semibase) e apresentam eficiência mais alta. Esses ciclos são normalmente conhecidos como GTCC ou NGCC.<sup>50</sup>

A rota tecnológica envolvida nesse caso é a captura em pós-combustão de um exausto com concentração de CO<sub>2</sub> em torno de 4% a 6% molar. Esse valor, inferior ao de uma térmica a carvão, devido a um maior valor da razão ar-combustível na turbina a gás, condiciona o maior custo de captura em termoeletricas NGCC do que em térmicas a carvão, conforme será apresentado nos resultados das próximas seções.

A Figura 54 apresenta um sistema fictício baseado no ciclo combinado. O sistema de geração é dividido em dois subsistemas: turbina a gás; turbina a vapor. O primeiro promove a combustão do gás natural com ar comprimido em uma câmara de combustão. O exausto que deixa a turbina a gás ainda apresenta temperatura relativamente alta, i.e., qualidade termodinâmica capaz de ser aproveitada para aumentar a conversão em eletricidade.

---

49 As tecnologias de conversão do gás natural em eletricidade e sua participação na geração elétrica serão discutidas mais detalhadamente no relatório do setor energético, desenvolvido no âmbito do mesmo projeto.

50 *Gas turbine combined cycle* e *natural gas combined cycle*, respectivamente.

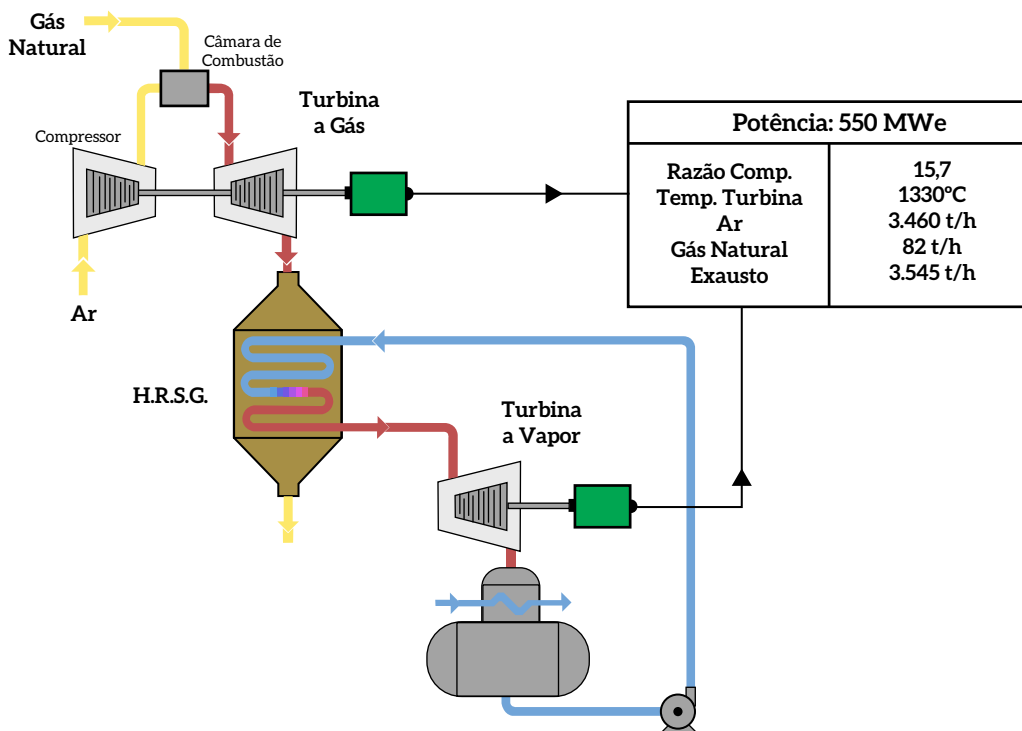


Figura 54 – Ciclo Combinado a Gás Natural

Fonte: ROCHEDO, 2011

Este é o princípio do segundo ciclo de geração, baseado no ciclo Rankine. O recuperador de calor e gerador de vapor (*heat recuperator steam generator* – HRSG) gera vapor ao aproveitar o valor do exausto da turbina a gás. Como o recuperador de calor tem inércia térmica muito grande, esse equipamento limita a velocidade de partida da planta, cuja escala é similar à da partida de plantas de absorção química.

### 5.2.2 POTENCIAL DE APLICAÇÃO

Existe hoje grande incerteza quanto ao papel do gás natural na matriz energética brasileira nos próximos 20 ou 30 anos. Pelo lado da oferta, o Brasil dispõe de volumes de reservas de gás natural que vêm crescendo nos últimos anos, especialmente pelas reservas de gás associado. Além disso, existe grande expectativa atual de aumento de produção de gás natural devido à produção dos campos do pré-sal (IEA, 2013).

No entanto, pelo lado da demanda, o gás natural tem papel um pouco menos claro. Como importante energético em diversos setores da economia, a definição ou alocação de seu uso para o setor de geração de energia elétrica é um exercício de grande complexidade.

A Figura 55 apresenta o cenário da Agência Internacional de Energia (IEA) para a divisão setorial do uso do gás natural até 2035. Segundo a IEA (2013), o uso de gás natural para geração elétrica deverá triplicar até 2035, atingindo pouco menos de 30 bilhões de m<sup>3</sup> de gás natural por ano. Importante destacar que o consumo das centrais de cogeração de instalações industriais está contabilizado no setor industrial da figura.

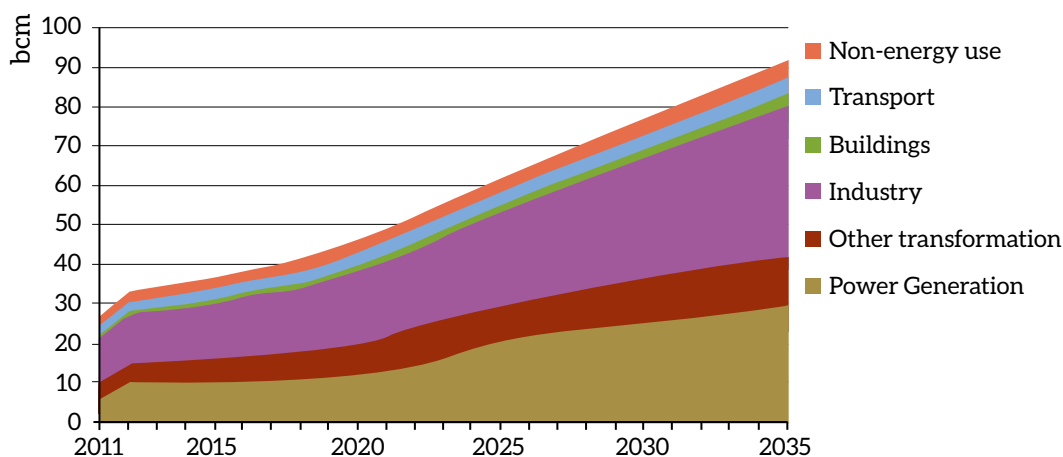


Figura 55 – Cenário de Uso de Gás Natural no Brasil

Fonte: IEA, 2013

Apesar de informar o consumo total do setor, o estudo não informa o percentual que será usado para geração de ponta ou de base, ou mesmo o montante consumido em usinas de ciclo combinado.

A Petrobras, como maior produtora nacional de gás natural, prevê, em seu plano de negócios, expansão da demanda de gás natural similar ao previsto pela IEA. Segundo o relatório, a oferta<sup>51</sup> de gás natural atingiria cerca de 57 bilhões de m<sup>3</sup> em 2020, enquanto a demanda estaria por volta de 47 bilhões de m<sup>3</sup> no mesmo ano (PETROBRAS, 2013).

A perspectiva de médio prazo da Petrobras para uso do gás natural pelos setores da economia é razoavelmente similar à da IEA, no sentido de que a participação relativa no consumo de termoeletricas se reduz. A Figura 56 apresenta a previsão de demanda de gás de termoeletricas, sejam elas da própria Petrobras ou de terceiros. É possível perceber que, assim como no relatório da IEA, a perspectiva até 2020 é de o consumo se manter quase constante.

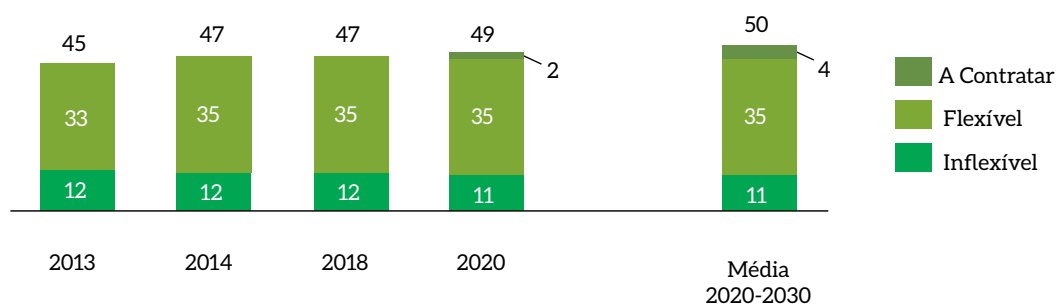


Figura 56 – Projeção de Demanda de Gás Natural (Mm<sup>3</sup>/dia)

Fonte: PETROBRAS, 2013

51 Incluindo oferta doméstica, importação da Bolívia e regaseificação de GNL.

Os estudos divergem, no entanto, nos valores para 2030. A Petrobras (2013) mantém o consumo de termelétricas no mesmo patamar, enquanto a IEA (2013) apresenta participação crescente após 2020. No que diz respeito ao parque de geração a gás natural da própria Petrobras, o plano de negócios prevê expansão de 20% da capacidade de 2013 até 2020, conforme mostra a Figura 57 (PETROBRAS, 2013).

Portanto, de forma a estimar o potencial de aplicação da captura de carbono, os valores apresentados acima serão utilizados como base para a estimativa da capacidade de termelétricas a gás natural até 2035. A primeira hipótese sobre essa estimativa diz respeito à tecnologia empregada. Portanto, conforme mencionado, serão consideradas apenas plantas de gás natural em ciclo combinado.

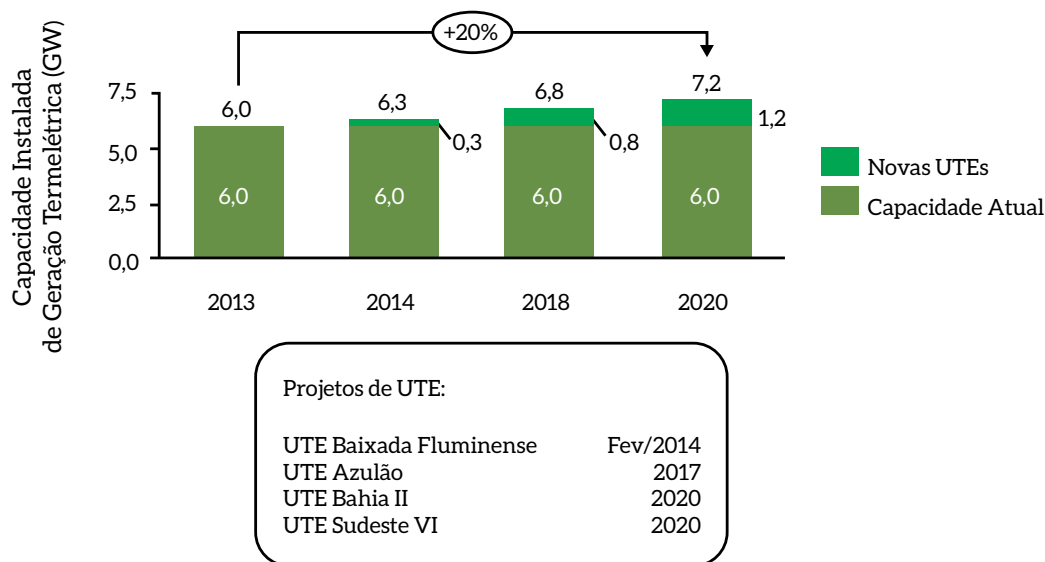


Figura 57 – Previsão de Expansão de Capacidade da Petrobras de UTE a Gás Natural

Fonte: PETROBRAS, 2013

Considerando o cenário de consumo de gás natural de IEA (2013), que está em acordo com o plano de negócios da Petrobras (PETROBRAS, 2013) no curto prazo, o consumo de gás natural pelo setor de geração de energia teria crescimento anual de cerca de 5%. Em termos de capacidade instalada, a Petrobras indica crescimento de cerca de 2,5% ao ano.

Como a adição anual de capacidade de plantas é menor do que o aumento anual do consumo de gás natural para geração elétrica, entende-se que o fator de capacidade médio está aumentando. Essa informação está de acordo com a ideia de analisar apenas plantas NGCC.

Dessa forma, assumindo um fator de capacidade de 60% para as plantas novas e que o consumo de gás natural do setor elétrico seguirá o cenário de IEA (2013), a capacidade adicional de plantas NGCC está definida conforme a Figura 58, que apresenta crescimento constante de 5,1% ao ano. A Figura 58 apresenta também a evolução do fator de capacidade resultante e da eficiência média das plantas existentes e das plantas novas.

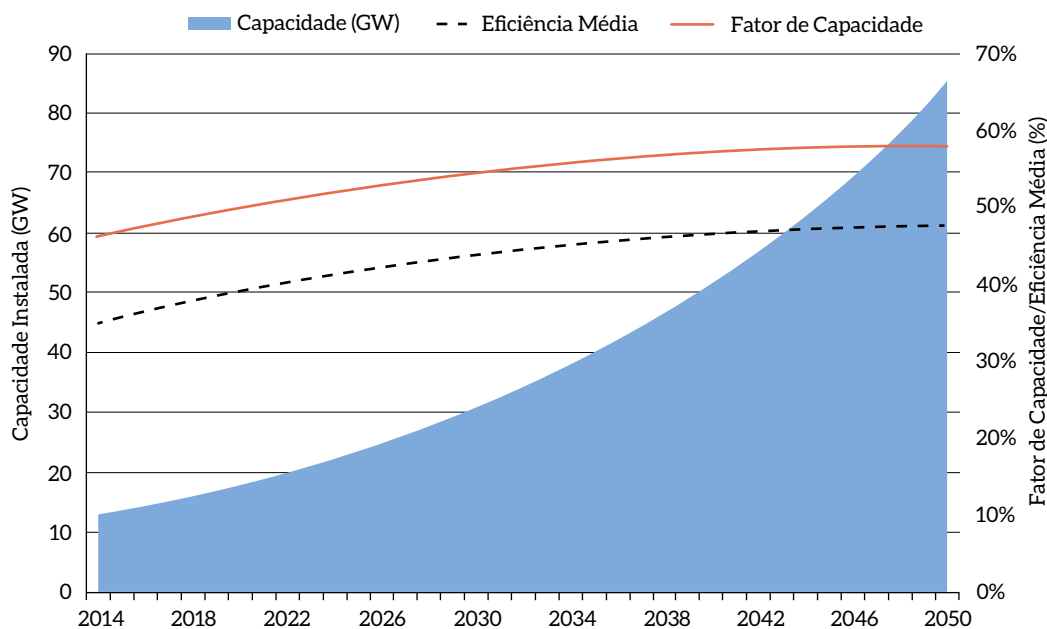


Figura 58 – Estimativa de Capacidade de Plantas a Gás Natural sem CCS

Como se considera apenas a aplicação de captura de carbono em UTE com ciclo combinado devido ao seu maior fator de capacidade e maior eficiência, também faz sentido assumir que apenas as novas plantas deveriam considerar o *retrofitting* da captura.

Isso pode se justificar pela concepção de plantas *ready*, isto é, plantas que considerem no projeto original que em algum momento a captura de carbono deverá ser adicionada e que todos os possíveis efeitos, como perda de capacidade de geração e aumento de consumo de utilidades, sejam levados em consideração. Para mais informações, ver Rochedo (2011).

Assim, é possível estimar a potência de termelétricas a gás a ciclo combinado (NGCC) com captura que poderia entrar em operação até 2050. Considerando a tecnologia de absorção por aminas como a melhor opção para o processo de captura por pós-combustão,<sup>52</sup> o fator de emissão médio das termelétricas a gás foi estimado, assim como a quantidade de CO<sub>2</sub> capturado nas novas UTE.

O processo de captura considerado se baseia na absorção química, mais especificamente no processo Econamine FG+. A taxa de captura é estimada em 90%. O resultado está representado na Figura 59, em que se pode perceber captura de cerca de 136 MtCO<sub>2</sub>/ano em 2050. No período, a captura de carbono corresponderia a 1.835 MtCO<sub>2</sub>. No entanto, devido à penalidade energética associada à unidade de captura, o sistema elétrico precisará compensar uma menor geração nas termelétricas a gás em operação. Essa compensação pode se dar por novas plantas de geração ou por redução de consumo. Apenas a modelagem integrada a ser realizada na segunda fase deste estudo pode apontar adequadamente o conjunto de alternativas viáveis de melhor custo para compensar a perda de geração, indicando também a conseqüente emissão de carbono relacionada (caso exista).

52 Em conformidade com o capítulo 1, em que a absorção química se apresentou a tecnologia com maior maturidade para aplicação em termelétricas.



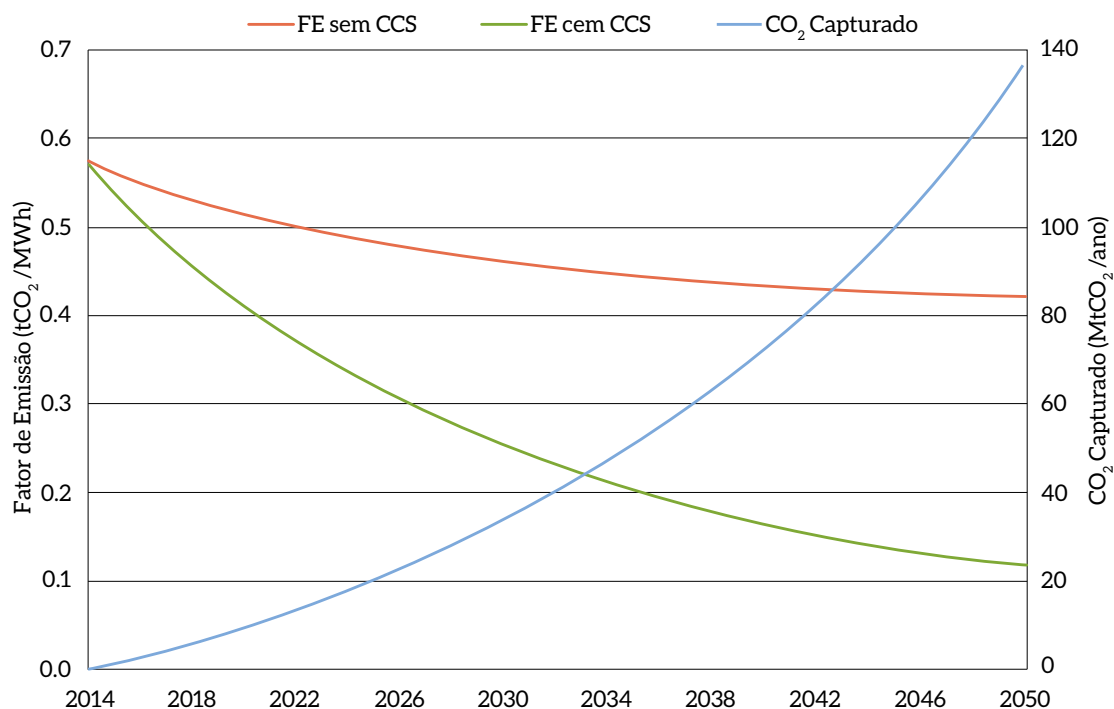


Figura 59 – Evolução do Fator de Emissão e CO<sub>2</sub> Capturado por Ano

### 5.2.3 CUSTO DE ABATIMENTO

Para analisar o custo da adição da captura de carbono em termelétricas a gás natural, o valor do LCOE será utilizado como métrica comparativa. Vale lembrar que o custo de geração aumenta não só pelo custo adicional da adição da unidade de captura, mas também devido à menor geração decorrente da penalidade energética.

A análise a seguir foi realizada utilizando taxa de desconto de 8% e tempo de vida de 30 anos. A planta padrão tem 530 MW, com eficiência de 50,3%, baseada no poder calorífico superior. Os custos foram estimados usando o simulador IECM<sup>53</sup> em sua versão 8.0.2. A Tabela 41 apresenta os resultados do modelo para plantas sem e com captura de carbono.

53 Integrated Environmental Control Model (IECM), desenvolvido pela universidade de Carnegie Mellon. Mais informações em Hoffman (2010) e Rochedo (2011).

Tabela 41 – Resultados para Captura em NGCC com Diferentes FC

Geral	Potência	MW		530.1		
	Fator de Capacidade	%	80%	60%	40%	20%
Sem Captura	Gás natural	t/h	72,5			
	Eficiência	%	50,3%			
	Geração elétrica	GWh/ano	3.715	2.786	1.857	929
	Fator de emissão	tCO <sub>2</sub> /MWh	0,362			
	O&M fixo	MUS\$/ano	9,1			
	O&M var.	MUS\$/ano	184,0	138,0	92,0	46,0
	Investimento	MUS\$	436,2	432,3	428,5	424,7
	Custo da eletricidade	US\$/MWh	65,4	70,6	80,9	111,8
Com Captura	Gás natural	t/h	72,5			
	Eficiência	%	43,4%			
	Geração elétrica	GWh/ano	3.204	2.403	1.602	801
	Fator de emissão	tCO <sub>2</sub> /MWh	0,042			
	O&M fixo	MUS\$/ano	15,8			
	O&M var.	MUS\$/ano	195,2	148,0	100,7	53,5
	Investimento	MUS\$	667,1	663,3	659,4	655,6
	Custo da eletricidade	US\$/MWh	89,7	99,8	119,9	180,2

Obs.: Preço do gás natural: 6,9 US\$/GJ

Primeiramente, é possível notar que o custo da eletricidade (LCOE) depende fortemente do fator de capacidade. Isso pode ser confirmado ao se verificar o custo segundo suas origens. Enquanto o investimento e O&M fixo da planta base e da planta com captura não se alteram significativamente em função do fator de capacidade, o O&M variável é determinado diretamente em função do FC. Essa relação está mais evidente na Figura 60, em que também é possível ver uma saturação a partir de 60%-70% de fator de capacidade.

Ainda é possível verificar na tabela que a adição da captura provocou redução da eficiência, de 50,2% a 43,4%. Como a vazão de gás natural se manteve constante entre as plantas (com e sem CCS), o fator de emissão é descrito como uma função da taxa de captura e inversamente proporcional à redução de eficiência.

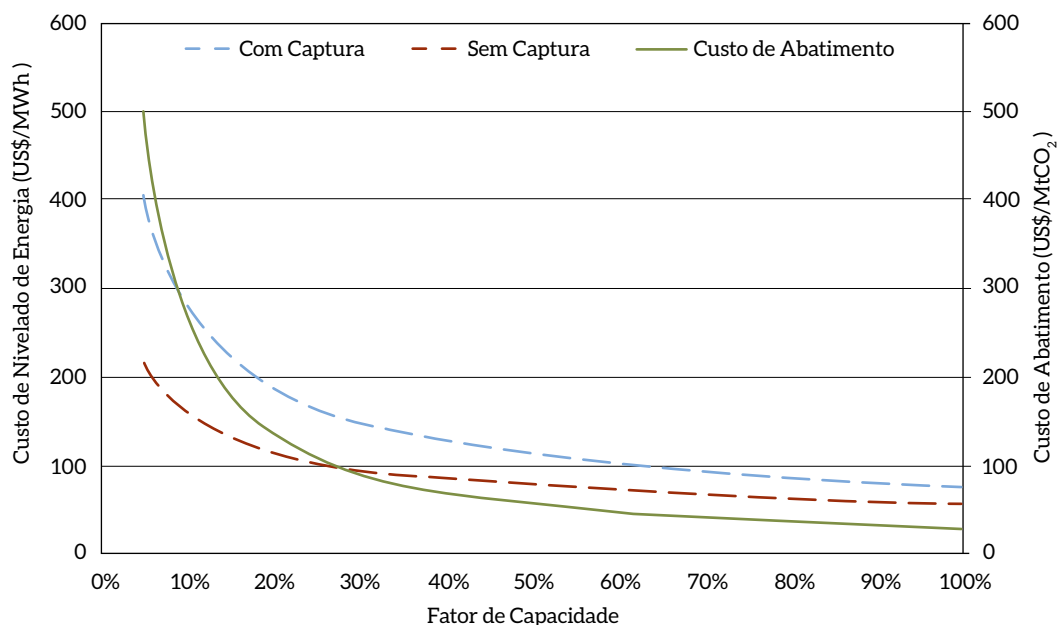


Figura 60 – Custo da Energia, com e sem Captura, e Custo de Abatimento pelo Fator de Capacidade de uma NGCC

Como é possível verificar, a baixa concentração de CO<sub>2</sub> no exausto da turbina a gás e, em sequência, do recuperador de calor (HRSG) provoca grande aumento no custo nivelado de eletricidade. Com o objetivo de resolver esse problema, DOE (2011) avaliou um conjunto de opções tecnológicas para provocar aumento na concentração de CO<sub>2</sub> e reduzir o custo de geração, mas mantendo o ciclo de geração à base de gás natural intacto.

Para comparar as medidas, foram gerados dois casos, um caso base (sem CCS) e uma planta com captura, porém sem modificações. A primeira opção avaliada envolvia o reciclo do exausto, o que provoca aumento na concentração de CO<sub>2</sub>. Foram considerados dois níveis: 35% e 50% da vazão do exausto da turbina. Ainda assim a concentração não excedeu 10% molar.

Além desses, dois casos consideraram a captura por pré-combustão do gás de síntese gerado pelo gás natural por dois processos: reforma autotérmica e oxidação parcial. A concentração de CO<sub>2</sub> dos dois casos atingiu a faixa de 15%-16% molar. Por fim, foi considerado um caso de oxicomustão em que o exausto era constituído de mais de 80% molar de CO<sub>2</sub>. No entanto, esse processo exige reciclo muito alto, de forma a controlar a temperatura na entrada da turbina a gás.

Os resultados do estudo estão na Tabela 42, onde se nota que apenas a opção de reciclo do exausto em pós-combustão foi capaz de reduzir o LCOE da geração com captura. Além disso, a eficiência dos casos 3 e 4 apresentou leve aumento em relação ao caso de captura sem reciclo.

Apesar de os casos 5-7 aumentarem significativamente a concentração de CO<sub>2</sub>, o custo de equipamentos adicionais e a penalidade energética para fazê-lo acabam não compensando em termos de LCOE. Porém, deve-se destacar que o caso 7 foi capaz de evitar mais de 99% das emissões de CO<sub>2</sub> da planta base.

Tabela 42 – Modificações para Captura em NGCC

Casos	Número	1	2	3	4
	Descrição	Base	Pós-Combustão	Pós-Combustão com Reciclo	Pós-Combustão com Reciclo
Dados Básicos	Reciclo	-	-	35%	50%
	Concentração CO <sub>2</sub> (%)	4,04%	4,04%	6,68%	8,83%
	Processo de captura	-	MEA	MEA	MEA
	Taxa de captura	0%	90%	90%	90%
Performance	Potência bruta (MW)	564,7	511,0	513,0	515,5
	Potência líquida (MW)	555,1	466,8	474,8	479,6
	Eficiência (%PCS)	50,2%	42,2%	43,2%	43,5%
	LCOE (US\$/MWh)	74,7	110,5	103,0	104,0
	Emissão CO <sub>2</sub> (kg/MWh)	359	40	39	39
Casos	Número	5	6	7	
	Descrição	Pré-combustão com refrigeração autotérmica	Pré-combustão com oxidação parcial	Oxicombustão com reciclo	
Dados Básicos	Reciclo	-	-	87%	
	Concentração CO <sub>2</sub> (%)	16,09%	15,65%	83,32%	
	Processo de captura	MDEA	MDEA	Resfriamento	
	Taxa de captura	90%	90%	>99%	
Performance	Potência bruta (MW)	645,2	727,2	585,9	
	Potência líquida (MW)	586,0	649,7	449,4	
	Eficiência (%PCS)	42,4%	41,3%	41,6%	
	LCOE (US\$/MWh)	110,8	111,7	122,6	
	Emissão CO <sub>2</sub> (kg/MWh)	43	46	-	

Fonte: Adaptado de DOE, 2011

Em resumo, espera-se que a opção de captura de carbono em termelétricas a gás operando em ciclo combinado no Brasil esteja disponível comercialmente na próxima década. A taxa de captura é estimada em 90%, levando em consideração a penalidade energética, que pode ser medida em termos da perda de eficiência da planta típica (operando em condições médias brasileiras). Tal fato resulta em perda de geração de elétrica, que deverá ser compensada por nova geração ou redução de consumo, o que, dependendo da solução ótima, pode levar a emissão de carbono. Uma modelagem integrada de otimização deve ser utilizada para indicar a solução ótima.

Os custos da alternativa de captura de carbono em termelétricas a gás no Brasil dependem bastante do fator de capacidade com que essas plantas operarão e da taxa de desconto empregada, assim como do preço do gás. Na presente avaliação, indica-se que esses custos devem situar-se em torno de 50 a 60 US\$/tCO<sub>2</sub> para um fator de capacidade médio (50%-60%). A introdução de captura de carbono também impacta consideravelmente o custo nivelado da geração elétrica, elevando-o em cerca de 30% a 50%, para a mesma faixa de fator de capacidade.

O reciclo de exausto, gerando concentração maior de CO<sub>2</sub> para a captura, pode reduzir em parte esses custos, mas implica modificações no sistema de queima da turbina e aumento de complexidade na usina que podem tornar injustificável seu uso em plantas instaladas originalmente sem captura.

## 5.3 CCS EM UTE A CARVÃO

### 5.3.1 OPÇÕES TÉCNICAS PARA A CAPTURA DE CARBONO

Várias opções tecnológicas encontram-se atualmente em desenvolvimento para a aplicação do CCS em UTE a carvão no mundo, incluindo sistemas pré, pós e oxidcombustão (KANNICHE et al., 2010; MONDAL, 2012; GOTO et al., 2013; JENNI et al., 2013; IEA, 2013).<sup>54</sup> Para a aplicação em UTE com caldeiras de combustão convencionais, sistemas pós-combustão precisam ser aplicados. Uma alternativa para o conjunto de uma caldeira de combustão e captura pós-combustão é o sistema de gasificação e captura na pré-combustão. Por último, assim como ocorre com a captura de carbono em termelétricas a gás natural, há pesquisas na área de oxidcombustão, porém essas atividades são menos intensas, como pode ser visto na Tabela 43, que mostra uma lista de UTE a carvão com sistemas de CCS atualmente em planejamento ou construção. A lista indica, além do nome do projeto, a localização, a fase de desenvolvimento do projeto e o sistema de captura considerado. Somente dois projetos entraram na fase de construção até 2013, sendo que os projetos mais avançados pertencem à categoria de sistemas pós-combustão. Dos 24 projetos listados, nove visam à aplicação de sistemas pós-combustão, dez focam em sistemas pré-combustão e somente cinco em sistemas oxidcombustão. Com base nesses fatos, optou-se por enfatizar e incluir as opções de pós-combustão e pré-combustão neste estudo com o intuito de focar as tecnologias mais próximas com relação à sua introdução no mercado mundial.

---

54 Vide detalhes das rotas no capítulo 1.

Tabela 43 – UTE com Sistemas de CCS em Planejamento e Construção

Nome do Projeto	Sistema de captura	Localização	Fase
Kemper County	Pre	EUA	Construção
SCS	Pre	EUA	Planejamento
FutureGen	Oxi	EUA	Planejamento
TCEP	Pre	EUA	Planejamento
WA Parish	Post	EUA	Planejamento
Boundary Dam	Post	CA	Construção
Bow City	Post	CA	Planejamento
Porto Tolle	Post	Itália	Planejamento
ROAD	Post	Países-Baixos	Planejamento
Magnum	Pre	Países-Baixos	Planejamento
Getica	Post	Romênia	Planejamento
Compostilla	Oxi	Espanha	Planejamento
Teesside Low Carbon	Pre	RU	Planejamento
Captain	Post	RU	Planejamento
White Rose	Oxy	RU	Planejamento
Killingholme	Pre	RU	Planejamento
Don Valley Power Project	Pre	RU	Planejamento
Longyearbyen	Post	Noruega	Planejamento
Daqing	Oxy	China	Planejamento
Dongguan	Pre	China	Planejamento
Shengli	Post	China	Planejamento
GreenGen	Pre	China	Planejamento
Lianyungang	Pre	China	Planejamento
Korea CCS	Oxi	Coreia	Planejamento

Fonte: MIT, 2014

As rotas pós-combustão e pré-combustão implicam a aplicação de caldeiras de combustão no caso da captura pós-combustão e de reatores de gasificação no caso da captura pré-combustão. Portanto, na escolha da rota de captura, devem-se também considerar as características do carvão e sua aptidão para processos de combustão e gasificação. No Brasil, distinguem-se dois tipos de carvão: os nacionais e os importados. Os nacionais consistem em carvões betuminosos com teores de cinzas extremamente altos, em torno de 50% (base mássica). Os importados são, geralmente, carvões betuminosos de alto poder calorífico e baixo poder de contaminantes, como cinzas e enxofre.

Relativamente à rota de combustão, recomenda-se a aplicação de caldeiras de leito fluidizado para o carvão nacional (*fluidized bed combustion* – FBC) (HOFFMANN, 2013). Os carvões importados consistem exclusivamente em carvões de alta qualidade, que podem ser utilizados em caldeiras onde o carvão é queimado num leito de arraste (*pulverized coal combustion* – PCC) (PINGUELLI ROSA et al., 2011). Caldeiras do tipo FBC apresentam geralmente eficiências menores que caldeiras PCC, principalmente devido à fluidização do leito. Porém, para combustíveis de alto teor de cinza, esse tipo de caldeira é mais adequado por permitir taxa de conversão maior, além de possibilitar a queima de combustíveis mais heterogêneos (KUROSE et al., 2001). Sistemas pós-combustão de CCS podem ser adicionados a ambos os tipos de caldeira.

Na rota da gasificação, é gerado um gás combustível que pode ser utilizado em sistemas de ciclo combinado. Essa tecnologia é denominada de ciclo combinado com gasificação integrada ou IGCC (*integrated gasification combined cycle*). Enquanto a combustão direta de carvão representa a tecnologia convencional para o uso energético do carvão, a tecnologia do IGCC ainda não está completamente estabelecida no setor elétrico devido ao seu alto custo de investimento e maior risco tecnológico (HOFFMANN, 2010). Entre 1994 e 2012, somente nove plantas IGCC foram instaladas no mundo (GTC 2014). Até 2018, a instalação de outras 11 plantas é planejada, das quais a maioria visa à instalação de um sistema de CCS (GTC, 2014). Esses números evidenciam que o IGCC ainda não pode ser considerado uma tecnologia madura no setor elétrico, e sua introdução é vinculada à comercialização de sistemas de CCS.

Ainda que seja possível o uso de gasificadores em leito fluidizado para combustíveis de baixa qualidade ou alto teor de cinzas e impurezas (SILVA, 2013), essa alternativa não se encontra em estágio de aplicação industrial (RUIZ et al., 2013).<sup>55</sup> De fato, os gasificadores de carvão que serão aplicados nos projetos anunciados consistem exclusivamente de gasificadores do tipo leito de arraste.<sup>56</sup> Processos de gasificação em leito de arraste são processos sensíveis que apresentam exigências altas ao combustível aplicado e não são apropriados para uso do carvão nacional devido ao seu alto teor de cinzas (HOFFMANN, 2010). Portanto, a tecnologia IGCC com CCS é considerada somente para carvões importados neste estudo.

Para os carvões nacionais, existe ainda uma possibilidade adicional de redução de emissões de CO<sub>2</sub> via cocombustão com biomassa. Essa possibilidade se oferece dado que as caldeiras CFB conseguem facilmente arcar com alterações na qualidade do combustível, diferentemente de caldeiras PCC. A biomassa é considerada fonte energética de baixo carbono, pois a quantidade de CO<sub>2</sub> emitida na sua combustão foi retirada da atmosfera durante seu crescimento. Portanto, em combinação com sistemas de CCS, a cocombustão de biomassa pode levar a emissões negativas de CO<sub>2</sub>, ou seja, à captura de CO<sub>2</sub> da atmosfera. Essa alternativa também será avaliada neste estudo.

---

55 Um caso particular dos reatores de leito fluidizado circulante em desenvolvimento são os reatores de leito fluidizado circulante duplo (gasificação indireta). No primeiro reator, ocorre a pirólise da carga que é aquecida por um material inerte, como areia, que vem do segundo reator, onde o calor é gerado pela queima do coque gerado no primeiro reator. Silva (2013) testou esse gasificador com bagaço de cana-de-açúcar, contudo ainda em escala-piloto. Desafios ainda persistem relacionados à pressurização de gasificadores indiretos, complexidade do *scale-up* de gasificadores de leito fluidizado circulante duplo e a operação de gasificadores de leito fluidizado com O<sub>2</sub> (HEYNE et al., 2013).

56 Trata-se das tecnologias E-Gas, GE Gasification Technology, Siemens SFG Gasification Process, KBR Transport Reactor Gasification Process, MHI Gasifier, Uhde PRENFLO Gasification Technology (GTC, 2014).

## 5.3.2 DESCRIÇÃO TÉCNICA DAS ROTAS AVALIADAS

### 5.3.2.1 SISTEMAS CFB E PCC COM CAPTURA PÓS-COMBUSTÃO

#### UTE DE CFB E PCC

As UTE com caldeiras CFB e PCC se parecem na sua estrutura de equipamentos, consistindo em sistemas de alimentação, caldeiras para a geração de vapor superaquecido, bloco de turbinas a vapor acoplado a um gerador de energia elétrica e sistema de purificação do gás de exaustão. As diferenças se encontram nos detalhes do sistema de alimentação do combustível na caldeira e eventualmente nos equipamentos de purificação do gás de exaustão. Em sistemas FBC, há tipicamente uma carga maior de partículas no gás de exaustão devido ao arraste do material do leito. De outro lado, esses sistemas apresentam contaminações menores de SO<sub>x</sub> e NO<sub>x</sub> no gás de exaustão, reduzidos por medidas aplicadas no leito fluidizado (SPLIETHOFF, 2010).

Por causa de semelhança dos dois sistemas, não há diferença na integração de sistemas de captura de carbono para caldeiras PCC e CFB. Características da integração e equipamentos auxiliares necessários são descritos brevemente nesta seção. O fluxograma para um sistema CFB com CCS é mostrado adiante, na Figura 61.

#### A ROTA TECNOLÓGICA DE CAPTURA

Entre as rotas tecnológicas pós-combustão que estão sendo desenvolvidas, destaca-se a absorção química por aminas pelo fato de que a maioria dos projetos de demonstração na área de captura pós-combustão pretende adotar essa tecnologia (MIT, 2014), que já está sendo aplicada em escala comercial com objetivo de produzir CO<sub>2</sub> para uso na indústria alimentícia e química (FLUOR 2012). Desafios para sua aplicação em UTE de grande porte consistem ainda no *scale-up* e na redução de custos da tecnologia. Os primeiros projetos de grande porte são previstos para o período entre 2015 e 2020 (IEA, 2013; MIT, 2014). Um solvente aplicado em diversos projetos-piloto e de demonstração da captura via absorção em UTE consiste em soluções de monoetanolamina (MEA) (HUANG et al., 2010; FOLKE et al., 2011; ARTANTO et al., 2012; SCHERFFIUS et al., 2013). Devido a essas experiências, a absorção química por soluções de aminas pode ser considerado o processo mais próximo à implementação em escala industrial e foi, portanto, escolhido para a avaliação deste estudo.

#### EQUIPAMENTOS AUXILIARES ADICIONAIS

A MEA é um solvente químico bastante reativo que tende a formar compostos estáveis com contaminantes contidos no gás de exaustão, especialmente SO<sub>x</sub> (RAO et al., 2004). Portanto, a adição de um sistema de captura por MEA requer um gás de entrada relativamente limpo e de baixa temperatura, o que leva à necessidade de instalações adicionais para condicionar o gás de exaustão. No total, a unidade de captura de CO<sub>2</sub> consiste, então, em uma unidade adicional de remoção de SO<sub>2</sub>



(SO<sub>2</sub>-polisher), uma unidade de resfriamento, uma torre de absorção de CO<sub>2</sub>, unidades de regeneração do solvente e um sistema de compressão e secagem de CO<sub>2</sub> para condições supercríticas. Descrições detalhadas do processo e seus equipamentos e opções de realização podem ser encontrados em DOE/NETL (2010), Reddy et al. (2003) e Rao et al. (2004) e no capítulo 1 deste documento.

O *polisher* de SO<sub>x</sub> consiste tipicamente num lavador que utiliza um solvente de soda cáustica de 20%. Esse tipo de lavador é aplicado com sucesso em várias indústrias no mundo inteiro e atinge eficiências de remoção de até 95% (DOE/NETL, 2010). O *polisher* pode ser instalado como compartimento da torre onde é realizada a dessulfurização principal, ou ser instalado como torre separada. A unidade adicional de resfriamento se faz necessária porque a absorção química é um processo exotérmico, cujo equilíbrio é determinado pela temperatura, dado que a solubilidade de CO<sub>2</sub> no solvente aumenta com a redução da temperatura.<sup>57</sup> Portanto, o exausto deve ser arrefecido para as temperaturas convenientes para o processo de absorção. O gás é normalmente resfriado com um *cooler* de contato direto, que é uma coluna recheada onde o gás é resfriado por meio do contato intenso com uma corrente reciclada de água (RAYNAL et al., 2011; REDDY et al., 2003). Finalmente, um soprador adicional é necessário para superar a queda de pressão provocada pela unidade de absorção. Esse soprador adiciona a pressão de cerca de 0,15 bar à corrente do exausto (RAYNAL et al., 2011; DOE/NETL, 2010).

Para o transporte em gasodutos, o CO<sub>2</sub> é secado e comprimido até pressões de 10 a 14 MPa. Grande parte da água é condensada durante a compressão e removida entre os diferentes estágios. A compressão ocorre tipicamente num compressor centrífugo de vários estágios (RAO; RUBIN, 2002). Um secador de CO<sub>2</sub> está localizado após o terceiro estágio para cumprir as especificações exigidas para o transporte. Um exemplo para uma unidade de secagem pode consistir de vários vasos com peneiras moleculares de 3A (DOE/NETL, 2013), dos quais um se encontra geralmente fora de operação para ser regenerado.

## INTEGRAÇÃO DOS SISTEMAS

Como mencionado na seção precedente, captura de carbono por absorção química exige que o gás de exaustão entre na unidade de absorção com temperatura baixa e baixa contaminação por SO<sub>x</sub> e material particulado. Portanto, o lugar adequado para a inserção do processo é após as unidades de remoção de poluentes, como última unidade de tratamento antes da saída do gás pela chaminé (Figura 60). O desempenho da UTE se altera consideravelmente com a adição de uma planta de captura de carbono por absorção química devido ao consumo adicional de água e energia térmica e elétrica dos equipamentos auxiliares (Figura 61).

---

<sup>57</sup> Por outro lado, o transporte das moléculas do gás para o solvente é facilitado com o aumento da temperatura. Ademais, quanto menor a temperatura na absorção, maior o consumo de energia na etapa da regeneração, em que o solvente precisa ser aquecido até a temperatura em que o CO<sub>2</sub> é transferido novamente para a fase de gás. Existe, então, um ótimo de temperatura, que se determina pela solubilidade e por mecanismos de transporte e consumo de energia.

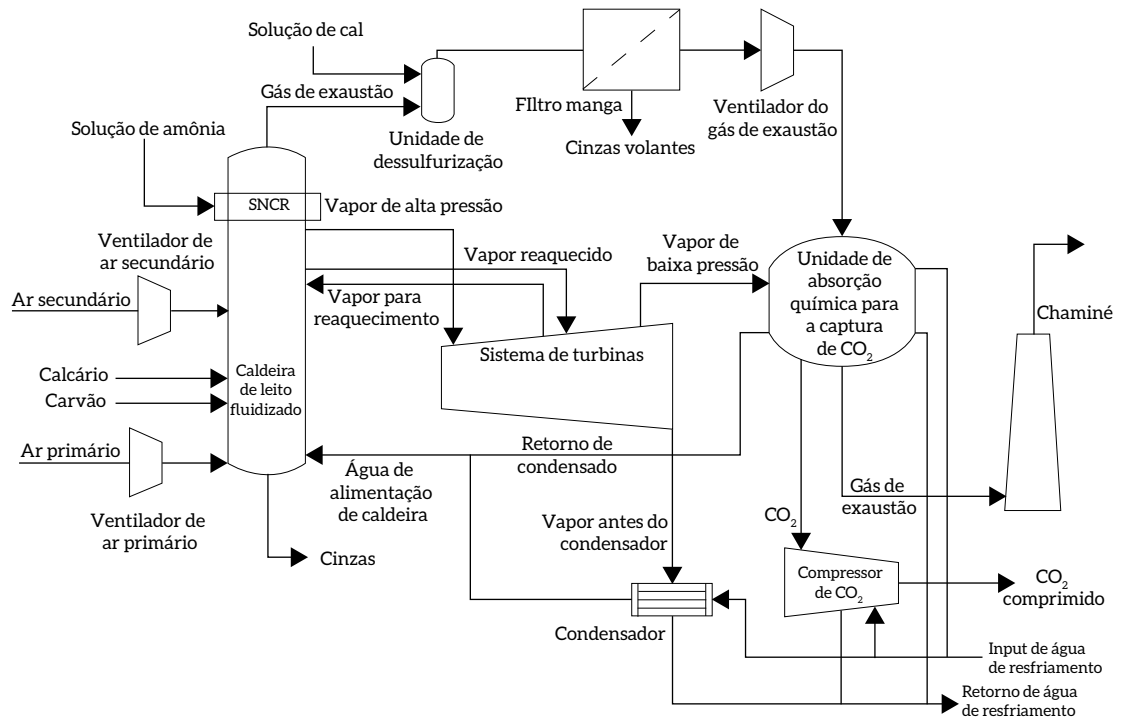


Figura 61 - Fluxograma de uma UTE com Caldeira de Leito Fluidizado com Captura de Carbono por Absorção Química

Fonte: HOFFMANN, 2013

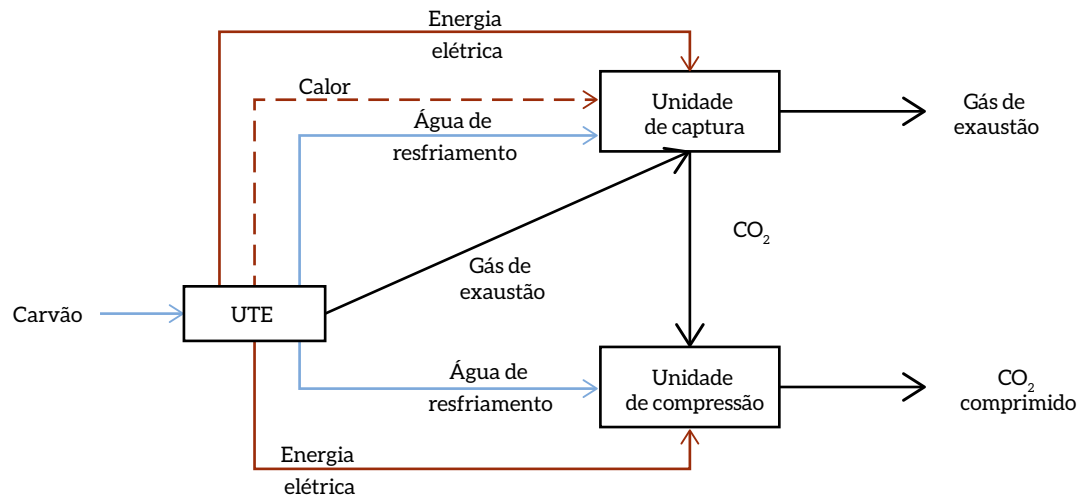


Figura 62 - Integração Energética da UTE, da Planta de Absorção Química e da Unidade de Compressão

Fonte: HOFFMANN, 2013

Para a análise do desempenho de UTE sem e com sistemas de CCS pós-combustão, modelos matemáticos de balanço de energia e massa foram aplicados. Para sistemas CFB com CCS, foi utilizado o modelo desenvolvido em Hoffmann (2013). Sistemas PCC para a aplicação de carvão colombiano foram analisados pelo modelo IECM, desenvolvido por uma equipe da Carnegie Mellon University. Mediante a simulação dos balanços de massa e energia, foi determinado o desempenho de plantas UTE quanto à eficiência líquida e ao uso e consumo de água. Em plantas que operam com sistema de captura de carbono, a remoção de 90% de CO<sub>2</sub> foi considerada.<sup>58</sup>

No caso das plantas CFB, foram modeladas com diferentes sistemas de resfriamento, devido à ligação entre o sistema de resfriamento, o uso e consumo de água e a eficiência da planta. Diferem-se os sistemas de resfriamento úmido em ciclo aberto, resfriamento úmido em ciclo fechado e resfriamento seco. Entre os três sistemas, o primeiro causa o menor consumo parasítico de energia. Todavia, esses sistemas precisam de grandes quantidades de água para o resfriamento. Em sistemas úmidos de ciclo fechado, o uso de água para resfriamento é fortemente reduzido e, em sistemas secos, quase eliminado. Assim, esses sistemas são mais adequados para regiões com pouca disponibilidade de água. Todavia, nesses sistemas, ocorre consumo parasítico maior de energia, que compromete a eficiência energética especialmente em sistemas de resfriamento seco. Portanto, a escolha do sistema de resfriamento depende da disponibilidade de água na região.

Para a aplicação do CCS em UTE à base de carvão nacional, essa questão é importante, pois as jazidas brasileiras se encontram, parcialmente, em regiões de pouca disponibilidade de água. A aplicação do CCS em UTE à base de carvão importado ocorre tipicamente em regiões portuárias, ou seja, na proximidade do mar, onde há geralmente boa disponibilidade de água. Portanto, para plantas PCC com carvão importado, somente sistemas de resfriamento úmido em ciclo aberto foram considerados. Unidades de captura de carbono interferem na demanda por água, o que se deve principalmente à alteração da demanda por resfriamento. De um lado, há redução na demanda por resfriamento no condensador do ciclo a vapor devido ao uso de calor residual no sistema de captura. Por outro lado, surge uma demanda adicional por resfriamento na unidade de captura de carbono que leva, no total, a aumento da demanda por água de resfriamento. Conforme Hoffmann (2013), nota-se aumento de 25% no uso de água em sistemas de resfriamento úmido de ciclo aberto e 29% em sistemas de resfriamento úmido de ciclo fechado (em  $\text{kg}_{\text{água}}/\text{kg}_{\text{carvão}}$ ) quando se comparam os usos de água de um sistema com captura de carbono àqueles de um sistema sem captura de carbono. Em sistemas de resfriamento seco, ocorre aumento ainda mais significativo, dado que esse sistema seria transformado num sistema híbrido, em que somente o resfriamento do condensador continuaria sendo realizado com um sistema seco. Assim, a adição de uma unidade de captura de carbono aumentaria o uso de água em aproximadamente dez vezes em UTE projetadas com sistemas secos. Isso indica que a falta de água pode restringir a possibilidade de instalar sistemas CCS em determinadas regiões.

Quanto à energia térmica consumida nos equipamentos de regeneração do absorvente de CO<sub>2</sub>, os

---

58 A fração de 90% foi escolhida com base em dados publicados por Rao e Rubin (2006), que identificaram que a remoção de 80% a 90% do CO<sub>2</sub> contido numa corrente de gás de exaustão torna o processo mais eficiente em termos de custos.

modelos observados assumem que a energia térmica necessária é disponibilizada pela extração de vapor de baixa pressão do ciclo de vapor. A condição, ou seja, o nível de pressão e temperatura, em que ocorre a extração é determinada pela demanda de calor na unidade de regeneração. Note-se que a extração de vapor leva à diminuição da capacidade de geração de energia elétrica. Para minimizar a perda de capacidade de geração no ciclo a vapor, as turbinas de baixa pressão devem ser projetadas para a operação com extração de vapor, isto é, para um volume menor de vapor (ROCHEDO, 2011).

As características dos carvões aplicados nos modelos são indicadas na Tabela 44. Os números da tabela evidenciam as diferenças entre esses carvões, que se referem especialmente ao teor de cinzas, que, por sua vez, impacta o poder calorífico do carvão brasileiro. Para o caso de cocombustão de biomassa, foi assumido o uso de eucalipto com umidade de 30% (base mássica). Essa biomassa geralmente não provoca problemas técnicos em caldeira e apresenta, nesse nível de umidade, poder calorífico inferior na mesma ordem de grandeza que o carvão nacional (HOFFMANN, 2013).

Tabela 44 – Características Típicas de Carvões Nacional e Importado

		Carvão colombiano	Carvão nacional
PCS	MJ/kg	26,4	13,4
C	%	64,2	30,6
Hidrogênio	%	4,4	1,7
Oxigênio + Halogênio	%	8,1	7,3
S	%	0,7	1,7
N	%	1,2	0,4
Cinzas	%	8,0	46,9
Umidade	%	12,0	11,4

Fonte: Pereira Gomes et al., 2003

Tabela 45 – Parâmetros Técnicos de Modelagem

	CFB operando com carvão nacional	PCC operando com carvão importado
Condições do ciclo a vapor	Supercrítico (242 bar/ 866K)	
Instalações de purificação de gás	<i>NOx in furnace control Hot Gas SNCR Lime Spry Dryer Fabric Filter</i>	<i>NOx in furnace control Hot Gas SCR Wet FGD ESP</i>
Captura de CO <sub>2</sub>	Solução de MEA 7m /90%	Solução de MEA 7m /90%
Compressão do CO <sub>2</sub> para transporte	15 MPa	15 MPa

Fonte: Elaboração própria

### 5.3.2.2 SISTEMAS IGCC COM CAPTURA PRÉ-COMBUSTÃO

#### PRINCÍPIO DAS PLANTAS IGCC

O ciclo combinado com gasificação integrada (*integrated gasification combined cycle* – IGCC) vem se desenvolvendo a partir da combinação de duas tecnologias: geração de energia em ciclo combinado e gasificação de combustíveis sólidos ou líquidos.

A geração em ciclo combinado consiste no acoplamento de uma turbina a gás e uma turbina a vapor, sendo que a turbina a vapor é acionada pelo calor residual da turbina a gás. O aproveitamento do calor residual faz com que a eficiência de um ciclo combinado ultrapasse de forma significativa a eficiência de um ciclo simples. 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%, com base no poder calorífico inferior (DOLEZAL, 2001).

A gasificação oferece a possibilidade de aproveitar a alta eficiência da tecnologia do ciclo combinado, mesmo tendo como insumo um combustível sólido. Na gasificação, o combustível sólido é submetido a um processo de oxidação parcial e é transformado num gás combustível, chamado de gás de síntese. A Figura 63 apresenta o esquema de uma planta típica de ciclo combinado com gasificação integrada. Numa planta IGCC, o carvão é alimentado no gaseificador, onde é decomposto a temperaturas de até 1.600°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 63 indicam as instalações que pertencem à gaseificação e purificação do gás de síntese, enquanto as unidades transparentes mostram os componentes do ciclo combinado.

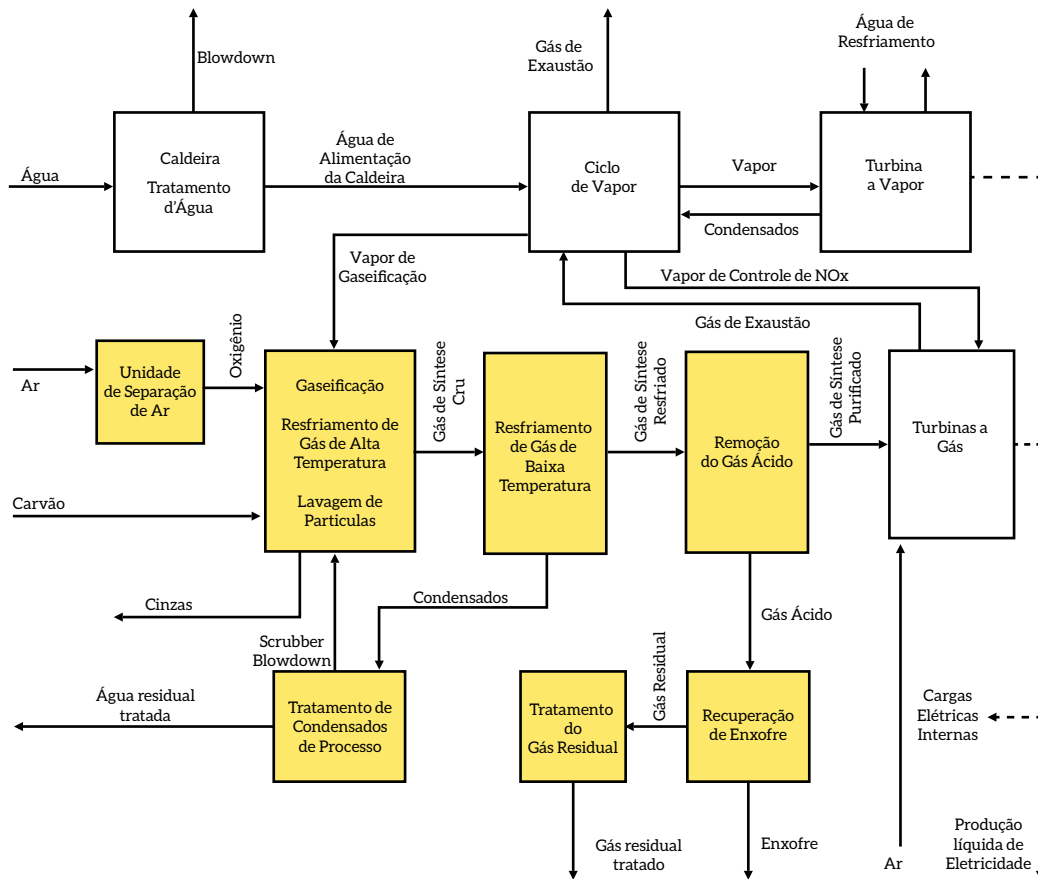


Figura 63 – Esquema de uma Planta IGCC

Fonte: HOFFMANN, 2010 (com base em Rubin et al., 2007)

Plantas IGCC não alcançam as mesmas eficiências que plantas de ciclo combinado a gás natural. A perda de eficiência explica-se principalmente pelo consumo interno de energia no processo de gaseificação: para atingir as temperaturas de gasificação, 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.

## INTEGRAÇÃO DA PLANTA IGCC E DO SISTEMA CCS

O atual interesse em IGCC se concentra em projetos que aplicam sistemas de captura de carbono. A captura de CO<sub>2</sub> em sistemas de IGCC mostra-se menos dispendiosa que a captura em sistemas de combustão convencional. Isso se deve à possibilidade de remover CO<sub>2</sub> antes da combustão, ou seja, da corrente do gás de síntese em vez da corrente de exaustão (Figura 64). A vantagem disso se encontra no fato de a corrente de gás de síntese ter volume muito menor e apresentar concentrações de CO<sub>2</sub> (ou pressões parciais de CO<sub>2</sub>) mais altas do que as de uma corrente de exaustão de sistemas de combustão convencional. Logo, o aumento do custo e consumo interno de energia devido à captura de carbono em plantas de IGCC é menor do que em plantas que utilizam soluções pós-combustão.

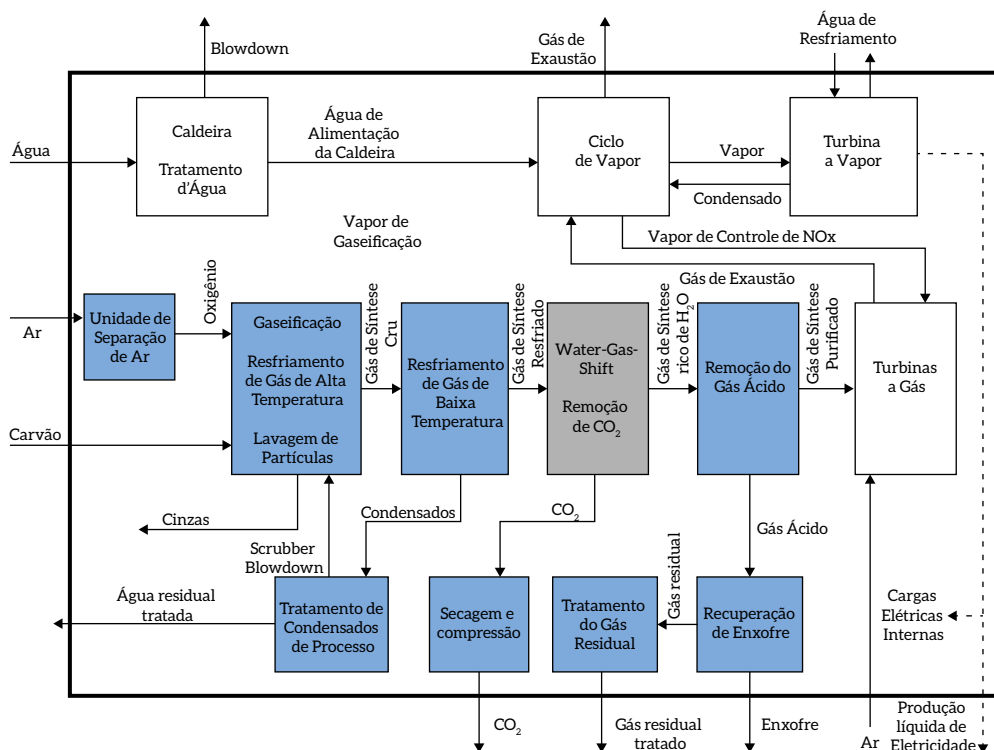
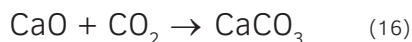


Figura 64 – Esquema de uma Planta IGCC com CCS

Fonte: HOFFMANN, 2010 com base em Rubin et al., 2007

O gás de síntese consiste, em grande parte, em monóxido de carbono (CO). Para poder realizar o processo de captura de CO<sub>2</sub> num sistema pré-combustão, o CO precisa ser transformado em CO<sub>2</sub>. Isso ocorre via reação *water-gas-shift* (WGS), que transforma CO e água em CO<sub>2</sub> e hidrogênio, conforme indicado na Equação 16



A água, que participa da reação, pode ser introduzida no processo já no passo da gasificação ou diretamente no reator WGS. A introdução da água no processo ocorre tipicamente em forma de vapor. Se o vapor é utilizado já na unidade de gasificação, a reação WGS ocorre parcialmente já no gasificador.

### ROTA TECNOLÓGICA DA GASEIFICAÇÃO

Existem várias tecnologias de gasificação 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. O gás de síntese se compõe basicamente de hidrogênio (H<sub>2</sub>), monóxido de carbono (CO), metano (CH<sub>4</sub>) e gases inertes como vapor d'água (H<sub>2</sub>O) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). Quando a gasificação é realizada com ar como oxidante, o gás produzido contém também alto teor de nitrogênio (N<sub>2</sub>). A repartição entre H<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub> depende das características de processo do gasificador. Os principais fatores consistem no oxidante, na temperatura e pressão de processo e no tempo de retenção do combustível no gasificador.

Ademais, no gás de síntese se encontram contaminações que podem gerar problemas nos equipamentos a jusante. São eles: alcatrão (compostos orgânicos de elevado ponto de ebulição/cadeias longas de hidrocarbonetos), material particulado (cinzas, principalmente), álcalis (principalmente compostos de sódio e potássio), compostos de enxofre ( $H_2S$  e  $COS$ ), halogênios ( $HCl$  e  $HF$ ) e nitrogênio ( $HCN$  e  $NH_3$ ). Enquanto os teores de alcatrão e material particulado dependem, sobretudo, da tecnologia de gasificação, o teor dos outros contaminantes depende do insumo utilizado.

Para otimizar o desempenho de uma planta IGCC com CCS, o gás de síntese deve apresentar uma série de características que tornam determinadas tecnologias de gasificação mais vantajosas. As características de gás e fatores decisivos no processo de gasificação são:

- Teor alto de  $CO$  e teor baixo de  $CH_4$ , dado que somente o  $CO$  pode ser transformado em  $CO_2$  no reator WGS. A conversão para  $CO$  se alcança via altas temperaturas no reator;
- Alta concentração de  $CO$ , portanto, alta concentração de  $CO_2$  após o reator WGS. Quanto maior a concentração, mais fácil se torna sua remoção. Logo, para evitar a diluição do gás por nitrogênio, o processo de gasificação não é realizado com ar, mas com oxigênio ou uma mistura de vapor e oxigênio;
- Baixo teor de alcatrão. Alcatrão oriundo de processos de gasificação consiste em hidrocarbonetos de cadeias longas. A redução desses compostos consegue-se por meio de condições severas no gasificador, ou seja, temperaturas altas e pressões elevadas (vantagem da tecnologia de leito de arraste e uma das principais justificativas para seu uso).

Outro ponto relevante para a escolha da tecnologia de gasificação consiste na escala do gasificador. Economias de escala são importantes para a economicidade de UTE a carvão, portanto a tecnologia de gasificação deve permitir a instalação de unidades que possam atender turbinas a gás num porte acima de 200 MW.

As tecnologias de gasificação são tipicamente subdivididas em três categorias: gasificadores de leito fixo, gasificadores de leito fluidizado e gasificadores de leito de arraste. Dessas três tecnologias, os gasificadores de leito de arraste são os mais apropriados para atender as exigências acima descritas. Ademais, somente essa linha tecnológica pode ser considerada madura para a aplicação em plantas de grande porte. Uma descrição mais detalhada das tecnologias e sua aptidão para sua aplicação em plantas IGCC com CCS podem ser encontradas em Hoffmann (2010).

Em gasificadores de leito de arraste, partículas pulverizadas de combustível são injetadas no reator e reagem com o oxidante em fluxo paralelo a altas velocidades. O curto tempo de retenção permite uma capacidade de carga muito alta (por volta de 2.000 t/d). O controle da razão combustível/oxidante é de grande importância e precisa ser mantido dentro de limites estreitos para conservar uma chama estável perto da ponta do injetor. Como a carga que se encontra efetivamente no reator é muito pequena e atravessa o reator em velocidade elevada, o processo reage com alta sensibilidade a alterações em relação à alimentação de combustível e oxidante. As condições de operação, temperaturas entre 1.200 e 1.600°C e pressões entre 2 e 8 Mpa, permitem altas taxas de conversão para todos os combustíveis, independentemente da sua composição.



Gasificadores 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 *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 e não seria apropriada para o uso de carvões brasileiros.

Diversos modelos de gasificadores de leito de arraste foram desenvolvidos ao longo das últimas décadas e são aplicados especialmente no setor industrial. Dentre os modelos desenvolvidos, destacam-se os da Shell e da GE<sup>59</sup> por terem alcançado participação de mercado bastante significativa. Outros modelos, como o E-Gas da Conoco Phillips e o da Siemens, não atingiram participação expressiva no mercado. Vale ainda mencionar que tecnologias estão sendo desenvolvidas na China e já encontraram aplicação relevante no mercado interno chinês (CGT, 2014). Contudo, os modelos da Shell e da GE podem ser considerados os mais maduros. Logo, ambos foram observados com mais detalhe.

As tecnologias desenvolvidas pela Shell e GE se diferem em alguns fatores importantes, como a alimentação do carvão e o resfriamento do gás produzido. O gasificador da GE mistura água aos fluxos de processo tanto para a alimentação do carvão no reator quanto para o resfriamento do gás de síntese. O modelo desenvolvido pela Shell, por sua vez, realiza esses processos sem adição de água. A aplicação de água permite instalação menos complexa, o que se reflete de forma positiva no custo dos equipamentos. Contudo, a eficiência do processo é comprometida pelo consumo adicional de energia provocado pela evaporação da água. Estimativas relacionadas a custos e eficiências dessas tecnologias são indicadas adiante, neste capítulo. Uma descrição técnica mais detalhada desses gasificadores pode ser encontrada em Hoffmann (2010), Maurstad (2005) e Pinguelli Rosa et al. (2012).

## ROTA TECNOLÓGICA DA CAPTURA DE CARBONO

Para a captura de carbono em plantas IGCC, uma série de tecnologias de separação de CO<sub>2</sub> do gás de síntese está sendo desenvolvida, por exemplo, absorção física em líquidos, adsorção em sólidos e separação por membranas. Uma descrição detalhada das tecnologias e do seu estado da arte é dada no capítulo 1 deste relatório. A única tecnologia que está madura para a aplicação em empreendimentos de grande porte consiste na absorção física do CO<sub>2</sub>.

A absorção física tem sido utilizada há mais de 60 anos, principalmente nas indústrias de petróleo e gás natural e na indústria química para remoção de gases ácidos, em especial H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>. O processo da absorção física se parece com a absorção química em muitas características relevantes. Trata-se da separação de um componente gasoso de uma corrente por meio de um solvente líquido. Diferentemente da absorção química, na adsorção física, o componente gasoso se dissolve no solvente sem que haja reação química. Portanto, as ligações entre solvente e soluto são relativamente fracas, e tanto o solvente quanto o soluto podem ser regenerados mais facilmente que na absorção química.

---

59 Originalmente identificado como modelo Texaco.

Assim, a regeneração do solvente demanda menos energia em processos de absorção física. Enquanto os processos de absorção química exigem o aporte de calor para a regeneração, os solventes físicos podem ser regenerados pela redução de pressão (KOHL; NIELSEN, 1997).

Agentes da absorção física incluem ampla faixa de substâncias químicas: amidas, cetonas, acetatos, ésteres, álcoois e éteres. Todas essas substâncias são compostos orgânicos polares. A operação a temperaturas baixas (abaixo de 0°C e de preferência abaixo de -30°C) se realiza com solventes com baixo ponto de ebulição, como o metanol. Outros solventes operam à temperatura de ambiente, como carbonato de propileno, pirolidona de metilo (NMP) ou éteres de poliglicóis (especialmente dimetoxi tetraetileno glicol), N-formil morfolina (KOHL; NIELSEN, 1997). Dois processos se destacam pela sua ampla participação de mercado: o Rectisol, comercializado pelas empresas Linde e Lurgi; e o Selexol, comercializado pela empresa UOP LLC (PINGUELLI ROSA et al., 2012).

No processo Rectisol, a absorção ocorre a pressões entre 30 e 60 bar e a temperatura de até -40°C. O metanol como solvente tem a vantagem de ser de custo relativamente baixo e térmica e quimicamente estável. A principal desvantagem do processo é sua baixa pressão de vapor, que leva a perdas de solvente ou à necessidade de operar o processo a temperaturas muito baixas para evitar perdas. A refrigeração se realiza por máquinas criogênicas, que têm alto consumo de energia. Portanto, plantas Rectisol apresentam, geralmente, alto custo de capital e de operação. O processo Selexol utiliza como solvente dimetil éter polietilenoglicol (DMEPEG). O solvente é utilizado em pressões de 20 a 140 bar, temperaturas entre -0°C e 20°C, é estável e não sofre degradação durante o processo. Suas desvantagens em relação ao Rectisol consistem em menor capacidade de absorção e maior viscosidade.

Plantas Rectisol têm maior participação de mercado quando se trata da purificação de gás de síntese em plantas químicas, sendo que esse processo apresenta melhor desempenho quando se precisa de um gás extremamente puro. Em aplicações em que a pureza do gás não precisa ser tão alta, o processo Selexol ganhou maior participação no mercado.

O solvente físico é, geralmente, utilizado para remover o contaminante mais relevante que se encontra no gás de síntese. Trata-se do ácido sulfídrico (H<sub>2</sub>S), que deriva de compostos de enxofre no carvão e que precisa ser removido para evitar a formação de SO<sub>x</sub> na combustão da turbina.<sup>60</sup> Análogo à remoção de CO<sub>2</sub>, a remoção de compostos de enxofre antes da combustão é mais econômica que após a combustão. Para obter correntes de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> suficientemente puras para tratamentos subsequentes, precisa-se da remoção seletiva dos dois solventes. Por isso, o processo é realizado em duas etapas. A maioria dos solventes físicos apresenta solubilidades consideravelmente mais altas para H<sub>2</sub>S. Assim, a primeira etapa consiste na remoção do H<sub>2</sub>S, e a segunda etapa, na remoção de CO<sub>2</sub>.

Estudos preliminares para plantas IGCC com CCS adotam frequentemente o processo Selexol para a remoção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> (IPCC, 2005; DOE/NETL, 2011; DOE/NETL, 2013). Nisso podem ser adotadas diferentes configurações, que têm em comum que o H<sub>2</sub>S é retirado numa primeira etapa e o CO<sub>2</sub> em uma segunda etapa. O CO<sub>2</sub> é recuperado do solvente por meio de sua expansão. O CO<sub>2</sub> sai do processo, geralmente, a pressões de 3 a 10 bar. A recuperação do H<sub>2</sub>S do solvente é realizada via

---

<sup>60</sup> A emissão de SO<sub>x</sub> precisa ser evitada, pois esse composto é um dos causadores principais das chuvas ácidas. A remoção poderia ocorrer em sistemas pós-combustão, como em plantas convencionais. Mas, análogo à remoção de CO<sub>2</sub>, sistemas pré-combustão são mais econômicos.

aquecimento ou *stripping* com  $N_2$ . Tal como em sistemas pós-combustão de captura, o  $CO_2$  precisa ser secado e comprimido para o transporte, o que exige a instalação de compressores e secadores de  $CO_2$ .

## MODELAGEM DE PLANTAS IGCC

Para a análise do desempenho de plantas operando com carvão importado, a aplicação de plantas IGCC foi modelada sem e com sistemas de CCS pré-combustão. A modelagem foi realizada com o *software* IECM. Utilizando-se essa ferramenta, o desempenho da planta quanto à eficiência líquida e ao uso e consumo de água foi determinado para a remoção de  $CO_2$  de 90%. A captura é feita pelo processo Selexol. Sobre resfriamento, foram considerados somente sistemas úmidos de ciclo aberto, dado que plantas IGCC operam somente com carvão importado, o que implica sua localização nas proximidades de portos marítimos.

Para a simulação de plantas IGCC, o IECM permite apenas a avaliação do uso de determinados carvões norte-americanos. Portanto, a simulação foi executada com um carvão betuminoso de alta qualidade que faz parte do portfólio do IECM. Características do carvão utilizado e da planta simulada são listadas na Tabela 46 e na Tabela 47.

Tabela 46 – Características do Carvão Aplicado no Modelo IGCC

Carvão Norte-Americano		
Nome	Unidade	Appalachian Low Sulfur
PCS	MJ/kg	30,4
C	%	71,7
Hidrogênio	%	4,6
Oxigênio + Halogênio	%	7,0
S	%	0,6
N	%	1,4
Cinzas	%	9,7
Umidade	%	5,6

Fonte: IECM, 2012

Tabela 47 – Características das Plantas Modeladas

	IGCC operando com carvão importado	
Modelo de gasificador	Shell	GE
Instalações de purificação de gás	Selexol	
Captura de CO <sub>2</sub>	Selexol/90%	
Compressão do CO <sub>2</sub> para transporte	15 MPa	

Fonte: Elaboração própria

### 5.3.2.3 COMPARAÇÃO DO DESEMPENHO DAS PLANTAS MODELADAS

Para todas as plantas, as eficiências de geração de energia elétrica foram analisadas para a operação sem e com sistemas de CCS, e a perda de eficiência devido a esses sistemas foi calculada em pontos percentuais. Características que levam a vantagens e desvantagens tecnológicas em relação à eficiência de geração são brevemente comentadas.

Os resultados da modelagem de sistemas FBC com CCS derivam do estudo de Hoffmann (2013) para diferentes sistemas de resfriamento e para a opção de cocombustão com biomassa (30% wt) e são listados na Tabela 48. Nota-se que as eficiências com resfriamento úmido em ciclo aberto e com resfriamento úmido em ciclo fechado são bastante próximas, o que se deve ao fato de a temperatura em sistemas de resfriamento úmido em ciclo fechado ser mais baixa, aumentando a eficiência do ciclo a vapor.

O consumo interno de energia de uma UTE com unidade de captura de carbono aumenta de forma significativa devido ao equipamento adicional da captura (que inclui a absorção e o *stripping*/regeneração do CO<sub>2</sub>) e ao aumento da demanda por resfriamento. A penalidade energética que ocorre pela adição de sistemas de captura de carbono se encontra numa faixa de 8 a 9 pontos percentuais para sistemas sem cocombustão, e entre 9 e 10 pontos percentuais, em que a aplicação da biomassa gera uma penalidade energética adicional.

Tabela 48 – Eficiência de UTE com Caldeiras CFB com e sem CCS Operadas com Carvão Brasileiro (% em Base do Poder Calorífico Inferior do Carvão)

	Resfriamento úmido em ciclo aberto	Resfriamento úmido em ciclo fechado	Resfriamento seco
FBC sem CCS	39	39	37
FBC com CCS	30	30	29
FBC com CCS e cocombustão de biomassa	29	29	28

Fonte: HOFFMANN, 2013

Para o caso de sistema PCC com CCS e queima de carvão importado, plantas com sistemas de resfriamento úmido em ciclo aberto foram modeladas. Os resultados quanto às eficiências dessas plantas são indicados na Tabela 49. Nota-se que as eficiências de sistemas sem captura de carbono em sistemas PCC se encontram levemente acima das eficiências de sistemas FBC, o que se deve principalmente ao menor consumo interno de energia desses sistemas. A redução da eficiência, quando se adiciona um sistema de captura, foi indicada como 10 pontos percentuais na modelagem desenvolvida dentro da plataforma IECM.

**Tabela 49 – Eficiência de UTE com Caldeiras PCC com e sem CCS Operadas com Carvão Colombiano (% em Base do Poder Calorífico Inferior do Carvão)**

	Resfriamento úmido em ciclo aberto
PCC sem CCS	40
PCC com CCS	30

Fonte: Elaboração própria com base em IECM, 2012

Os dados encontrados na modelagem condizem com dados encontrados na literatura científica. Numa revisão abrangente de literatura para identificar a faixa de valores indicados para a penalidade energética em UTE a carvão com captura de carbono baseadas em pós-combustão, foi identificada uma faixa de 9,2 a 12,3 pontos percentuais para a aplicação da absorção química por MEA em plantas novas (PAGE et al., 2009).

Para sistemas IGCC sem e com CCS, os resultados quanto às eficiências dessas plantas são indicados na Tabela 50. Percebe-se uma diferença relevante entre os gasificadores da Shell e da GE, o que se deve principalmente à adição de água ao fluxo do processo no gasificador da GE, descrito acima. Assim, as diferenças tecnológicas dos dois modelos levam a uma diferença de eficiência elétrica de 11 pontos percentuais. Enquanto um sistema IGCC com gasificador da GE apresenta eficiência elétrica na mesma ordem que plantas de combustão, sistemas IGCC com gasificador da Shell apresentam eficiência elétrica consideravelmente maior.

**Tabela 50 – Eficiência de UTE IGCC Operadas com Carvão Importado (% Base do PCI)**

	Shell	GE
IGCC sem CCS	49	38
IGCC com CCS	38	33

Fonte: Elaboração própria com base em IECM, 2012

Contudo, ao adicionar um sistema de captura de carbono numa planta IGCC, a vantagem do gasificador Shell se reduz. Com CCS, a diferença da eficiência elétrica totaliza somente 5 pontos percentuais. A razão para isso se encontra na reação WGS, que se torna necessária para a adição de um sistema CCS e que requer

a adição de vapor d'água ao gás de síntese. Em gasificadores da GE, a adição do reator WGS causa penalidade energética menor, dado que o vapor d'água já é gerado pela água do próprio processo.

Quando comparado com plantas convencionais de combustão, a penalidade energética em plantas com gasificadores da Shell corresponde aproximadamente à penalidade energética observada em plantas convencionais de combustão. Em plantas IGCC com gasificador da GE, a penalidade energética chega somente em 5 pontos percentuais.

Todavia, a aplicação dos sistemas apresentados depende não só das suas características técnicas, mas também de fatores econômicos, que são apresentados adiante, neste capítulo, em forma do custo nivelado de eletricidade e custo de mitigação de emissão.

### 5.3.3 POTENCIAL DE APLICAÇÃO

#### 5.3.3.1 POTENCIAL DO CARVÃO NACIONAL

As jazidas brasileiras de carvão de maior importância são nove, situadas exclusivamente no Sul do Brasil: Santa Terezinha, Morungava-Chico Lomã, Charqueadas, Leão, Iruí, Capané e Candiota, no Rio Grande do Sul; Figueira Sapopema, no Paraná; e Sul-Catarinense, em Santa Catarina. Além dessas grandes jazidas, há outras de menor importância, situadas especialmente no Rio Grande do Sul.

As reservas de recursos minerais no Brasil são anualmente avaliadas pelo Departamento Nacional de Produção Mineral (DNPM). Os números publicados pelo DNPM seguem uma classificação específica, indicando as reservas de carvão subdivididas nas seguintes categorias (BARBOSA et al., 2005):

- Reserva medida – Volume ou tonelagem de minério computado pelas dimensões reveladas em afloramentos, trincheiras, galerias, trabalhos subterrâneos e sondagens, sendo o teor determinado pelos resultados de amostragem pormenorizada, devendo os pontos de inspeção, amostragem e medida estarem tão proximamente espaçados e o caráter geológico tão bem definido que as dimensões, a forma e o teor da substância mineral possam ser perfeitamente estabelecidos. A reserva computada deve ser rigorosamente determinada nos limites estabelecidos, os quais não devem apresentar variação superior a 20% da quantidade verdadeira;
- Reserva indicada – Volume ou tonelagem de minério computado a partir de medidas e amostras específicas, ou de dados da produção, e parcialmente por extrapolação até distância razoável, com base em evidências geológicas. As reservas computadas são as aprovadas pelo DNPM nos relatórios de pesquisa e/ou reavaliação de reservas;
- Reserva inferida – Estimativa do volume ou tonelagem de minério calculada com base no conhecimento da geologia do depósito mineral, havendo pouco trabalho de pesquisa;
- Reserva lavrável – Reserva disponível, correspondendo à reserva técnica e economicamente aproveitável, levando-se em consideração a recuperação da lavra. É a reserva *in situ* estabelecida no perímetro da unidade mineira determinado pelos limites da abertura de exaustão (cava ou flanco a céu aberto e realces ou câmaras para subsolo), excluindo os pilares de segurança e as zonas de distúrbios geomecânicos. Corresponde à reserva técnica e economicamente aproveitável, levando-se em consideração a recuperação da lavra, a relação estéril/minério e a diluição (contaminação do minério pelo estéril) decorrentes do método de lavra.

Como reserva lavrável, o DNPM (GALVÃO et al., 2011) indica aproximadamente 2.500 Mt, ou seja, 40% da reserva provada. Note-se que o valor indicado pelo DNPM difere bastante da quantidade indicada como provada recuperável pelo World Energy Council, que assumiu 4.559 Mt, isto é, 70% da quantidade provada *in situ* (GADONNEIX et al., 2010). Não foi encontrada uma justificativa nas publicações do WEC para a definição da reserva provada recuperável em 70% da reserva provada. Portanto, nas análises a seguir, foram utilizados os dados indicados pelo DNPM.

**Tabela 51 – Reservas de Carvão no Brasil**

Estado	Medida	Indicada	Inferida	Total	Lavrável
Maranhão	1.092.442	1.728.582	-	2.821.024	-
São Paulo	1.077.871	876.268	1.262.500	3.216.639	-
Paraná	3.344.748	-	-	3.344.748	2.744.744
Santa Catarina	1.387.665.114	598.349.580	221.594.980	2.207.609.674	913.435.067
Rio Grande do Sul	5.157.679.232	10.005.802.742	6.305.524.409	21.469.006.383	1.571.151.763
<b>Total</b>	<b>6.550.859.407</b>	<b>10.606.757.172</b>	<b>6.528.381.889</b>	<b>23.685.998.468</b>	<b>2.487.331.574</b>

Fonte: GALVÃO et al., 2011

Relativamente ao poder calorífico do carvão brasileiro, as jazidas diferem entre si. Todavia, as jazidas situadas no Rio Grande do Sul e Santa Catarina, que são as mais expressivas, se parecem em termos de composição do combustível e, portanto, poder calorífico, que está em torno de 14 MJ/kg para o carvão cru, não beneficiado (PEREIRA GOMES et al., 2003). Assim, esse valor foi adotado como média para a avaliação do potencial de instalação de UTE operando com carvão nacional no Brasil.

### 5.3.3.2 POTENCIAL DO CARVÃO IMPORTADO

A importação de carvão no Brasil ocorre por via marítima. Iniciou-se em maior escala na década de 1990, quando a desregulamentação da comercialização do carvão pôs fim à obrigatoriedade do uso do carvão nacional. Todavia, a importação de carvão tangeu, primeiramente, apenas o setor siderúrgico, que substituiu o carvão metalúrgico nacional por carvões metalúrgicos internacionais, mais baratos. Desde então, a importação de carvão metalúrgico oscila entre 12 e 18 Mt/a (PEREIRA GOMES et al., 2003; EPE, 2014). Os principais fornecedores do Brasil em 2011 foram: Estados Unidos (37%), Austrália (20%), Colômbia (14%), Canadá (9%), África do Sul (5%) (ARAÚJO, 2012).

Somente na segunda metade da década de 2000 o Brasil começou a importar carvão para uso energético. Trata-se, principalmente, de carvão de alta qualidade, proveniente da Colômbia, utilizado numa série de termelétricas situadas nas proximidades de portos que permitam a importação de quantidades suficientes do mineral. O Balanço Energético Nacional de 2013 indica a importação de 7,4 Mt de carvão vapor. A importação total em 2013, por sua vez, chegou a 18,0 Mt (EPE, 2014).

Conforme o portal Worldcoal (2014), 1.142 Mt de carvão vapor foram transportados por via marítimas em 2011. Esses números evidenciam a participação diminuta do Brasil no comércio internacional. Por exemplo, pressupondo-se um crescimento de importação de carvão vapor de 10% a.a., durante um período de 20 anos, chegar-se-ia a uma quantidade de carvão importado de 50 Mt, isto é, 4% do quantidade transportada em 2011.

Dessa forma, pode-se concluir que o potencial de expansão da matriz elétrica por carvão importado depende, principalmente, de limitações logísticas internas, ou seja, da capacidade de portos e outras vias de transporte. Conforme números publicados pela Agência Nacional de Transportes Aquaviários (ANTAQ, 2014), o movimento de cargas nos portos brasileiros chegou a 834 Mt em 2013. O transbordo de 65% dessa carga ocorreu em terminais de uso privativo, enquanto os 35% restantes foram manejados em portos organizados. Números relativos à razão entre exportação e importação e ao tipo de carga são indicados na Tabela 52. Esses números mostram que a exportação tem, com 67% do transbordo de carga, papel muito mais relevante no Brasil do que a importação. Quanto ao tipo de carga, os números indicam que o granel sólido é o mais comum, respondendo por 60% da carga. O carvão vapor responde atualmente por cerca de 8% do material a granel importado e cerca de 1% do transbordo total de carga a granel.

**Tabela 52 – Transbordo de Cargas no Brasil em 2013**

	t	%
<b>Natureza da carga</b>		
Granel sólido	569.107.316	61
Granel líquido	219.931.329	24
Carga geral	142.006.548	15
<b>Sentido</b>		
Embarque	620.317.309	67
Desembarque	310.727.884	33
<b>Total</b>	<b>931.045.193</b>	<b>100</b>

Fonte: Antaq, 2014

Numa previsão de expansão da capacidade dos portos brasileiros até 2031, o BNDES prevê o crescimento de 4,3% a.a. para o total do movimento de cargas. Para o carvão, o crescimento foi especificado em 5,6% a.a. (BNDES, 2012). Essa previsão teve o ano de 2010 como ano-base, em que a importação de carvão totalizou 19,5 Mt. A partir desses dados, a taxa de crescimento estipulada levaria a uma quantidade de carvão importado de 58 Mt em 2031. Dessa quantidade, uma parte seria destinada à importação de carvão metalúrgico para o suprimento do setor siderúrgico. Pressupondo-se que não haja crescimento significativo na demanda por carvão metalúrgico durante as próximas décadas e lembrando que a importação de carvão metalúrgico totalizou, em 2010, 15,9 Mt, foi assumido que a capacidade de importação de carvão vapor chegaria a 50 Mt/a.

Como poder calorífico de carvões importados, pode-se adotar o valor de 25 MJ/kg, sendo este o PCS da maior parte dos carvões importados em 2013 (EPE, 2014).



### 5.3.3.3 O POTENCIAL DE APLICAÇÃO DE UTE COM CCS NO BRASIL

A partir das informações sobre a disponibilidade de carvão no Brasil, o potencial de UTE a carvão foi estimado. Para tanto, pressupostos técnicos quanto à realização e operação das plantas foram assumidos. O tempo de vida técnica foi estimado em 45 anos, conforme Koepp et al. (2011). Para o fator de capacidade, foi assumido 75%. Esse valor é alto para o contexto do sistema elétrico brasileiro, dado que as usinas térmicas são tipicamente utilizadas para complementar o sistema predominantemente hidrelétrico. Dessa forma, o fator de capacidade médio costuma não ultrapassar 60% (EPE, 2007). Contudo, quando se cogita a operação de plantas a carvão com captura de carbono, o aumento do fator de capacidade deve ser considerado, já que sistemas CCS aumentam consideravelmente o custo de investimento (ver seção subsequente) e tornam a operação da planta menos flexível. Assim, para amenizar o aumento do custo de planta, o fator de capacidade deve ser elevado em plantas com CCS. As eficiências adotadas para a avaliação foram derivadas das simulações descritas acima.

Para a operação com carvão brasileiro, diferentes casos foram analisados para levar em consideração que algumas jazidas de carvão no Brasil se encontram em regiões com disponibilidade de água bastante restrita. Portanto, as eficiências para sistemas de resfriamento úmido e seco foram aplicadas. Para a operação com carvão importado, diferentes sistemas de conversão foram avaliados, a combustão de carvão pulverizada e a gasificação em reatores da Shell e da GE. Para essas plantas, somente sistemas de resfriamento úmido em ciclo aberto foram considerados. Um resumo dos dados técnicos assumidos para essa estimativa encontra-se na Tabela 53.

**Tabela 53 – Dados Técnicos para a Estimativa do Potencial de UTE a Carvão no Brasil**

Variáveis		Unidade	Carvão nacional	Carvão importado
			TR1 / TR2 / TR3*	PCC / IGCC S / IGCC G**
Tempo de vida		a	45	
Fator de capacidade		%	0,75	
Poder calorífico		MJ/t	14.000	25.000
Eficiências	sem CCS	%	39/39/37	40/49/38
	com CCS	%	30/30/29	30/38/33
	com CCS e cocomb.	%	29/29/28	-

\*TR1 resfriamento úmido em ciclo aberto; TR2 resfriamento úmido em ciclo fechado, TR3 resfriamento seco;

\*\*PCC queima pulverizada em leito de arraste; IGCC S Sistema com gasificador da Shell; IGCC G Sistema com gasificador da GE.

Fonte: Elaboração própria com base em HOFFMANN, 2013; IECM, 2012

Com esses dados, os potenciais de aplicação de CCS em UTE foram analisados para o carvão nacional, utilizando duas bases de avaliação – reserva medida e reserva lavrável –, uma vez que esta última é, por definição, uma medida dinâmica, que pode alterar-se em face de fatores técnicos e econômicos. Os resultados da estimativa são indicados na Tabela 54, em que os potenciais são indicados

para os casos de combustão do carvão sem CCS, combustão do carvão com CCS e cocombustão com CCS do carvão e uma fração de 30% de biomassa. Como os sistemas de resfriamento úmido em ciclo aberto e ciclo fechado apresentam a mesma eficiência elétrica, os potenciais para ambos os sistemas são resumidos em um dado.

**Tabela 54 – Estimativa do Potencial de UTE a Carvão Operando com Carvão Nacional, Considerando a Reserva Medida e a Reserva Lavrável do Carvão e a Introdução de CCS (em GW)**

Tipos de UTE		Potencial de UTE	
		(Reserva Medida)	(Reserva Indicada)
CFB sem CCS	Resfriamento úmido	33,6	12,8
	Resfriamento seco	31,9	12,1
CFB com CCS	Resfriamento úmido	25,9	9,8
	Resfriamento seco	25,0	9,5
CFB com biomassa e CCS (30%)	Resfriamento úmido	32,5	12,3
	Resfriamento seco	31,4	11,9

Fonte: Elaboração própria

Com base na reserva medida, os resultados indicam um potencial de 31,9 a 33,6 GW para usinas sem CCS, dependendo das possibilidades de resfriamento. Aplicando sistemas de CCS, esse potencial se reduziria para 25,0 a 25,9 GW, dada a penalidade energética provocada pela captura de carbono. Porém, considerando um caso com CCS e cocombustão de 30% de biomassa, o potencial é elevado a 31,4 a 32,5 GW, porque a quantidade de combustível disponível é aumentada. Tendo como base de avaliação a reserva lavrável, o potencial de UTE com carvão nacional se reduz para 12,1 a 12,8 GW sem CCS, 9,5 a 9,8 GW com CCS e 11,9 a 12,3 GW com CCS e cocombustão de biomassa.

A avaliação do potencial de UTE com carvão importado se refere a uma capacidade de importação de 50 Mt/ano. Para aplicações sem CCS, essa quantidade de carvão permitiria a instalação de uma capacidade total de 15,9 GW no caso de UTE de combustão convencional. A aplicação de plantas IGCC com gasificador da Shell aumentaria esse potencial para 19,4 GW, e uma planta IGCC com gasificador da GE reduziria o potencial levemente para 15,1 GW. Esse quadro se altera no caso da aplicação de CCS, em que as plantas convencionais atingiriam o potencial de 11,9 GW. Plantas IGCC com gasificador da Shell e da GE permitiriam a instalação de 15,1 GW e 13,1 GW, respectivamente.

**Tabela 55 – Estimativa do Potencial de UTE a Carvão Operando com Carvão Importado, Considerando uma Capacidade de Importação de 50 Mt/ano (em GW)**

Tipo de planta	Potencial de UTE	
	Sem CCS	Com CCS
PCC	15,9	11,9
IGCC S	19,4	15,1
IGCC G	15,1	13,1

Fonte: Elaboração própria com base em IECM, 2012

### 5.3.4 CUSTO E POTENCIAL DE ABATIMENTO

Para a análise do custo de abatimento de emissões de CO<sub>2</sub> em UTE a carvão por meio de sistemas CCS, o LCOE para os sistemas foi determinado conforme a simulação da ferramenta IECM. O ano de 2011 foi escolhido como ano-base para os valores de custos. As simulações foram realizadas considerando-se o valor da moeda constante, portanto não incluem o efeito da inflação. A taxa de retorno, que depende de parâmetros como tempo de vida do projeto, taxa de juros e percentual de endividamento, foi definida em 8% a.a., com base em EPE (2007). Os encargos considerados no modelo foram totalizados em um imposto efetivo, que resulta em 36% sobre a receita líquida.

O tempo de vida do projeto, que é o tempo de serviço esperado de um investimento de capital e o período durante o qual um investimento é recuperado por depreciação, foi fixado em 20 anos para as simulações das plantas. O tempo de construção da planta, utilizado para determinar o subsídio de fundos utilizados durante a construção, foi estimado em três anos.

Em todas as simulações, foram consideradas contingências de projeto e de processo. O custo de contingência do projeto (*project contingency cost*) quantifica a incerteza envolvida no projeto. O fator aplicado está relacionado ao custo de equipamentos adicionais ou outros encargos que resultam de um projeto mais detalhado. A porcentagem adotada como contingência depende tipicamente da experiência acumulada com os equipamentos em questão (HOFFMANN, 2010). Dessa forma, para o custo de contingência do projeto, foi estipulado um valor de 5% para plantas convencionais PCC, 10% para plantas CFB e 20% para plantas IGCC. Para aplicações com CCS, foi adotada uma contingência de 15% para plantas de combustão e 20% para plantas IGCC. O custo de contingência de processo (*process contingency cost*) quantifica a incerteza de cada processo, separadamente, da planta. Para esses valores, foram adotados os valores propostos como *default* no modelo IECM.

A única exceção relativamente à adoção de valores padrão ocorreu para a simulação dos custos de plantas CFB. Caldeiras CFB não são incluídas no conjunto de equipamentos oferecidas no IECM. Com base numa comparação detalhada entre custos e desempenhos de caldeiras PCC e CFB (DOE/NETL, 2011), pode-se, contudo, assumir que os custos de investimento e operação não diferem de forma significativa entre os dois tipos de caldeiras. Portanto, o custo de plantas com caldeiras CFB foi modelado no IECM, assumindo uma configuração PCC supercrítica com carvão nacional. Não obstante, para considerar a maior incerteza relacionada à operação de caldeiras CFB, a contingência de processo da caldeira foi aumentada de 0,3%, que representa o valor *default* para caldeiras PCC, para 20%.

Os pressupostos assumidos para a simulação de custos e os resultados são resumidos na Tabela 56 e na Tabela 57. As plantas de combustão foram projetadas para uma capacidade líquida de 550 MW. A capacidade das plantas IGCC precisa ser adaptada às capacidades de turbinas a gás disponíveis no mercado. Assim, na modelagem da planta IGCC, foi assumida a aplicação de um par de turbinas do modelo GE 7FB com uma capacidade total de aproximadamente 420 MW.

Tabela 56 – Dados de Entrada para a Definição de Custos das UTE Modeladas

	CFB carvão nacional	PCC carvão importado	IGCC carvão importado
Planta de referência	CFB com carvão brasileiro	PCC com carvão importado (Colômbia)	PCC com carvão importado (EUA)
Preço do carvão	40 US\$/t	80 US\$/t	80 US\$/t
Fator de capacidade	75%	75%	75%
Taxa de retorno	8%	8%	8%
Tempo de depreciação	20 anos	20 anos	20 anos
Contingência de projeto	10%/15%*	5%/15%*	20%/20%*
Imposto de renda	36%	36%	36%
Moeda	US\$ 2011	US\$ 2011	US\$ 2011

\*sem captura de carbono / com captura de carbono

Fonte: Elaboração própria

Tabela 57 – Resultados das Simulações de Custos das UTE Modeladas

Caso	Capacidade		Custo de investimento	Custo fixo de operação	Custo variável de operação	LCOE
	bruta	líquida				
	MW	MW	US\$/kW	US\$/MWh	US\$/MWh	\$/MWh
FBC sem CCS TR1	590	550	2.259	10	36	78
FBC sem CCS TR2	590	550	2.373	11	37	82
FBC sem CCS TR3	600	550	2.517	11	38	85
FBC com CCS TR1	650	550	3.601	15	53	120
FBC com CCS TR2	670	550	3.822	16	56	127
FBC com CCS TR3	670	550	3.856	16	59	131
FBC com CCS + Bio TR1	650	550	3.629	15	54	122
FBC com CCS + Bio TR2	670	550	3.851	16	57	128
FBC com CCS + Bio TR3	670	550	3.884	16	61	133
PCC sem CCS	580	550	1.755	8	25	59
PCC com CCS	650	550	3.202	13	38	92
IGCC sem CCS Shell	700	630	2.495	12	20	64
IGCC com CCS Shell	650	550	3.268	16	33	91
IGCC sem CCS GE	630	550	2.144	10	26	64
IGCC com CCS GE	620	500	3.028	14	39	92

\*TR1 resfriamento úmido em ciclo aberto; TR2 resfriamento úmido em ciclo fechado; TR3 resfriamento seco;

\*\*IGCC Shell Sistema com gasificador da Shell; IGCC G Sistema com gasificador da GE.

Os resultados das simulações de custos para as diferentes opções tecnológicas elaboradas são listadas na Tabela 58. Além do custo de abatimento, a tabela indica os LCOE e emissões das plantas adotadas como plantas de referência (sem CCS) e das plantas simuladas com CCS.

Tabela 58 – Resultados da Análise do Custo de Abatimento de UTE a Carvão com CCS

Caso		Planta de referência sem CCS		com CCS		Custo de abatimento
		LCOE	Emissões	LCOE	Emissões	
		US\$/MWh	kgCO <sub>2</sub> /MWh	US\$/MWh	kgCO <sub>2</sub> /MWh	US\$/tCO <sub>2</sub>
Carvão nacional						
FBC	TR1*	78	790	120	100	61
	TR2*	82	790	127	100	65
	TR3*	85	830	131	110	64
Carvão nacional						
FBC coqueima	TR1*	78	790	122	-230	43
	TR2*	82	790	128	-230	46
	TR3*	85	830	133	-240	45
Carvão importado						
PCC		56	760	92	100	55
IGCC	Shell	55	800	91	40	47
IGCC	GE	55	800	92	50	50

\*TR1 resfriamento úmido em ciclo aberto; TR2 resfriamento úmido em ciclo fechado; TR3 resfriamento seco;

\*\* IGCC Shell Sistema com gasificador da Shell; IGCC G Sistema com gasificador da GE.

Fonte: Elaboração própria

Os resultados da simulação mostram que o menor custo de abatimento seria alcançado pela aplicação de sistemas de captura de carbono em UTE que aplica a cocombustão de biomassa em caldeiras CFB operando com carvão nacional. Isso se deve ao fato de as emissões oriundas da biomassa serem contabilizadas como neutras. A captura leva, portanto, a obter emissões negativas, e o potencial de redução de emissões aumenta de forma significativa. Assim, mesmo que o LCOE dessas plantas seja o maior entre todas as opções, o custo de abatimento se encontraria entre 43 e 46 \$/t<sub>CO2</sub>, dependendo das possibilidades de resfriamento da UTE.

A segunda opção, conforme o critério do custo de abatimento, seria o uso de sistemas IGCC com carvão importado. Devido às suas características técnicas, o gasificador da Shell apresenta desempenho superior ao gasificador da GE, com custo de abatimento de 47 \$/t<sub>CO2</sub>, enquanto o gasificador da GE provocaria custo de abatimento de 50 \$/t<sub>CO2</sub>. O sistema menos vantajoso para o abatimento de emissões de CO<sub>2</sub> em UTE com carvão importado seria planta de combustão convencional com captura via absorção química. Para essas plantas, as simulações indicam custos de abatimento de 55 \$/t<sub>CO2</sub>. Ainda assim, a faixa de variação dos custos de abatimento indica que, para o carvão importado, as alternativas de captura pós-combustão em ciclo supercrítico e captura pré-combustão em IGCC não diferem substancialmente, ou mesmo além de um grau de incerteza que seria admissível no tipo de análise aqui realizado. Em outras palavras, pode-se considerar que o custo de abatimento para termelétricas a carvão importado no Brasil estaria na faixa de 47-55 \$/t<sub>CO2</sub>, de acordo com a opção considerada e as premissas da simulação técnico-econômica.

Ademais, enquanto a opção de captura na pós-combustão para plantas PCC a carvão de boa qualidade (importado) apresenta relativa maturidade tecnológica e está no limiar da aplicação comercial, a opção IGCC e mesmo a opção FBC com coqueima ainda demandam maior demonstração em unidades comerciais. Nogueira et al. (2014) indicam que a captura em plantas IGCC no Brasil, baseadas na combustão de carvão importado,

apenas seria implementada a partir de 2040. Considerando-se a literatura científica revisada em Rochedo e Szklo (2013a) e a própria simulação desses autores, porém, verifica-se que, mundialmente, a expectativa seria pela disponibilidade de plantas IGCC com CCS já em 2025. Antes dessa data, é pouco razoável considerar essa alternativa. Ou, em outras palavras, a alternativa de CCS disponível comercialmente para plantas termelétricas a carvão até 2025 se limitaria a plantas supercríticas a carvão importado com uso de absorção química.

Finalmente, a opção mais cara para o custo de abatimento consiste na aplicação do CCS em UTE que opera com carvão nacional, sem cocombustão de biomassa. Nessas plantas, o custo de abatimento se encontra entre 61 e 65 \$/t<sub>CO2</sub>. Novamente, ainda que seja a opção mais cara, ela se encontra mais próxima da comercialidade do que a opção IGCC com CCS e mesmo a opção FBC com coqueima e CCS. Rigorosamente, existem equipamentos, capacidade técnica e tecnológica e consumíveis para implementar plantas de absorção química em UTE a carvão nacional ou importado. A questão está, sobretudo, associada aos custos dessa opção (inclusive a penalidade energética) e ao problema da regulação de captura, transporte e armazenamento do carbono no Brasil.

Assim é que o custo de abatimento é um dos elementos relevantes da análise a ser realizada, mas não é o único fator de decisão. Rochedo e Szklo (2013b), por exemplo, indicam as possibilidades de aprendizado tecnológico na rota de captura com aminas, que podem fazer com que esta rota, menos competitiva em custos atualmente (mas disponível comercialmente), se torne mais competitiva no longo prazo, com a vantagem de ter associado a ela maior aprendizado tecnológico.

Finalmente, há divergências na literatura técnico-científica de maior relevância quanto ao custo de investimento. O custo de investimento para uma UTE tipo PCC sem CCS é estimado em 1.755 US\$/kW no banco de dados da plataforma IECM. A Energy Information Agency (EIA), por sua vez, indica, em publicação de 2013 (EIA, 2013), custo de investimento total de aproximadamente 2.900 US\$/MW, o que ultrapassa o custo indicado pelo IECM em 65%. Para plantas IGCC sem e com CCS, o custo indicado pela EIA ultrapassa o custo indicado pelo IECM em 50% e 60%, respectivamente. E um estudo da Agência de Energias Renováveis da Alemanha, de 2012 (AGENTUR FUER ERNEUERBARE ENERGIEN, 2012), que compilou os resultados de uma série de análises de custos de investimento para o ano de 2010, relata que os custos de investimento de plantas PCC sem CCS se encontram em torno de 2.100 US\$/kW para a operação sem CCS e em torno de 3.500 €/kW para a operação com CCS (aplicando taxa de câmbio de 1,4 US\$/€). Assim, pode-se afirmar que existem incertezas quanto ao custo de investimento que se devem a vários fatores, como localização da planta, flutuações nos preços de matérias-primas (aço e cimento) e incertezas tecnológicas.

Este estudo buscou captar, pelo menos parcialmente, essas incertezas por meio das contingências de projeto e processo. Ainda assim, no caso de plantas que dependem de tecnologia ainda não disponível nacionalmente, especialmente o bloco de gasificação de plantas IGCC, seria pertinente para análises de curto prazo considerar um fator de localização que estaria associado, sobretudo, à internação de equipamentos importados. Esse fator de localização pode ser muito elevado diante de tributação, frete e custos aduaneiros existentes no país que impactam consideravelmente o custo dos equipamentos importados em base FOB - i.e., o custo seria multiplicado por um fator entre 1,4 (BRANCO et al., 2010) e 1,8 (SILVA, 2013). Este estudo, porém, assumiu que, sendo a tecnologia de captura de carbono alternativa de ruptura tecnológica que somente será implementada em condições fiscais favoráveis e diante de um cenário de transferência de tecnologia no médio para longo prazo, o fator de localização não deveria ser aplicado nas análises aqui realizadas, sendo as incertezas críticas controladas mediante as contingências.



# CCS em setores industriais

Capítulo

**6**

## 6 CCS EM SETORES INDUSTRIAIS

### 6.1 CAPTURA DE CARBONO NO SETOR DE CIMENTO

O processo produtivo do cimento é uma combinação de exploração e beneficiamento de substâncias minerais não metálicas, sua transformação química em clínquer (produto intermediário do cimento) em um forno a cerca de 1.450°C e posterior moagem e mistura a outros materiais, conforme o tipo de cimento. As matérias-primas para a fabricação do clínquer são basicamente calcário e argila, além de eventuais aditivos como areia, bauxita e minério de ferro (CNI, 2012).

A mistura das matérias-primas e aditivos é moída e homogeneizada até resultar em um material fino e de concentrações homogêneas, denominado farinha. A farinha passa pelo preaquecedor e pré-calcinador a uma temperatura aproximada de 800°C, quando se dá o início da calcinação, passando, em seguida, para o forno rotativo, cuja chama atinge 1.500°C, fundindo-se parcialmente e resultando no clínquer, que é, então, resfriado e moído junto com gesso e/ou outros aditivos, como escória siderúrgica, cinzas volantes, pozolanas e filer calcário, para formar o cimento Portland (CNI, 2012). As etapas do processo produtivo do cimento por via seca podem ser vistas na Figura 65.

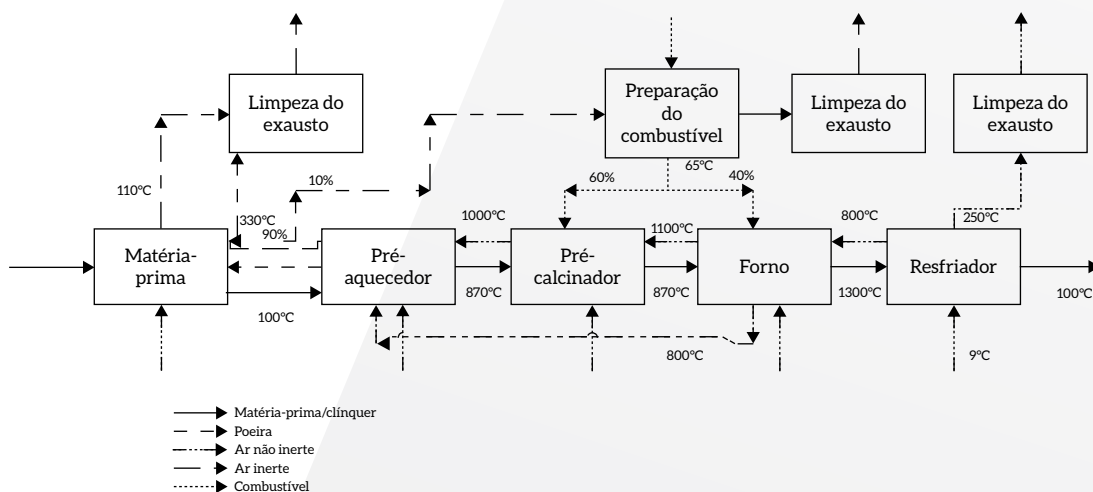


Figura 65 - Esquema da Produção de uma Planta de Cimento

Fonte: Elaboração própria a partir de BARKER et al., 2009



O cimento pode ser produzido por processos por via seca ou por via úmida, os quais diferem de acordo com o teor de umidade da mistura que entra no forno. No processo por via seca, a mistura é introduzida no forno em forma de farinha, com baixo teor de umidade, e, no processo por via úmida, a matéria-prima é preparada com água, formando uma lama, a qual é aquecida no forno que produzirá o clínquer. Essa via tem maior consumo energético pelo fato de necessitar de mais calor para a evaporação da água. Há derivações dos processos, como a via semiúmida e a semiseca (RATHMANN, 2012).

Como definido no capítulo 1, diferentes são as rotas de captura de carbono que se distinguem conforme o ponto de captura do carbono (antes, após ou via oxidação). A pertinência e a factibilidade da aplicação dessas rotas serão avaliadas para o setor cimenteiro do Brasil.

### 6.1.1 ROTA DE CAPTURA DE CARBONO NA PRÉ-COMBUSTÃO

A aplicação dessa rota no setor de cimento pode ser desconsiderada por diferentes motivos. Metade do CO<sub>2</sub> emitido no setor é proveniente do processo de calcinação (BOSOAGA et al., 2009), que ocorre depois da separação do CO<sub>2</sub> associado ao combustível. Logo, os gases que saem do forno ainda conteriam grandes quantidades do dióxido de carbono, apesar da captura na pré-combustão. Nesse caso, seria necessária a adição de outra tecnologia de captura (dada a baixa concentração de CO<sub>2</sub>), o que encareceria o sistema. Ademais, o hidrogênio produzido na reação de *shift*<sup>61</sup> pode não ser compatível com os queimadores dos fornos, pois, comparativamente à combustão do metano, a combustão de um gás de síntese gera maior teor de vapor no fluxo de exaustão, levando a aumento de transferência de calor e, conseqüentemente, a desgaste dos materiais (MAURSTAD, 2005), o que exigiria o desenvolvimento de novas tecnologias (LI et al., 2013; ECRA, 2009a; IEA/GHG, 2008).

A literatura científica comprova a não percepção da viabilidade da pré-combustão para o setor de cimento na medida em que diversos trabalhos (BENHELAL et al., 2012; LIANG; LI, 2012; VATOPOULOS et al., 2012; NARANJO et al., 2011; BARKER et al., 2009; BOSOAGA et al., 2009) não consideram essa rota como possibilidade.

### 6.1.2 ROTA DE CAPTURA NA PÓS-COMBUSTÃO

Dada a elevada concentração de CO<sub>2</sub> nos gases de combustão das plantas de cimento, a captura de pós-combustão aparece como a mais adequada ao setor (IEA/GHG, 2008). Ademais, essa rota é considerada pela literatura como a única que permite o *retrofitting* no curto prazo com baixo risco técnico (LI et al., 2013; BENHELAL et al., 2012; KURAMOCHI et al., 2011; NARANJO et al., 2011; IEA, 2009; IEA/GHG, 2008), além de apresentar baixo impacto nos processos de combustão e produzir uma corrente de CO<sub>2</sub> de alta pureza (ECRA, 2009b).

---

61 Reação em que o monóxido de carbono reage com água formando dióxido de carbono e hidrogênio.

### 6.1.2.1 ABSORÇÃO QUÍMICA

A tecnologia mais promissora para essa rota é a absorção química, por já ser utilizada amplamente na indústria química e por sua alta eficiência de captura, podendo alcançar patamares de 95% (GARCÍA-GUSANO et al., 2013; VATOPOULOS et al., 2012; RAYNAL et al., 2011; UNIDO, 2010; BOSOAGA et al., 2009; IEA/GHG, 2008).

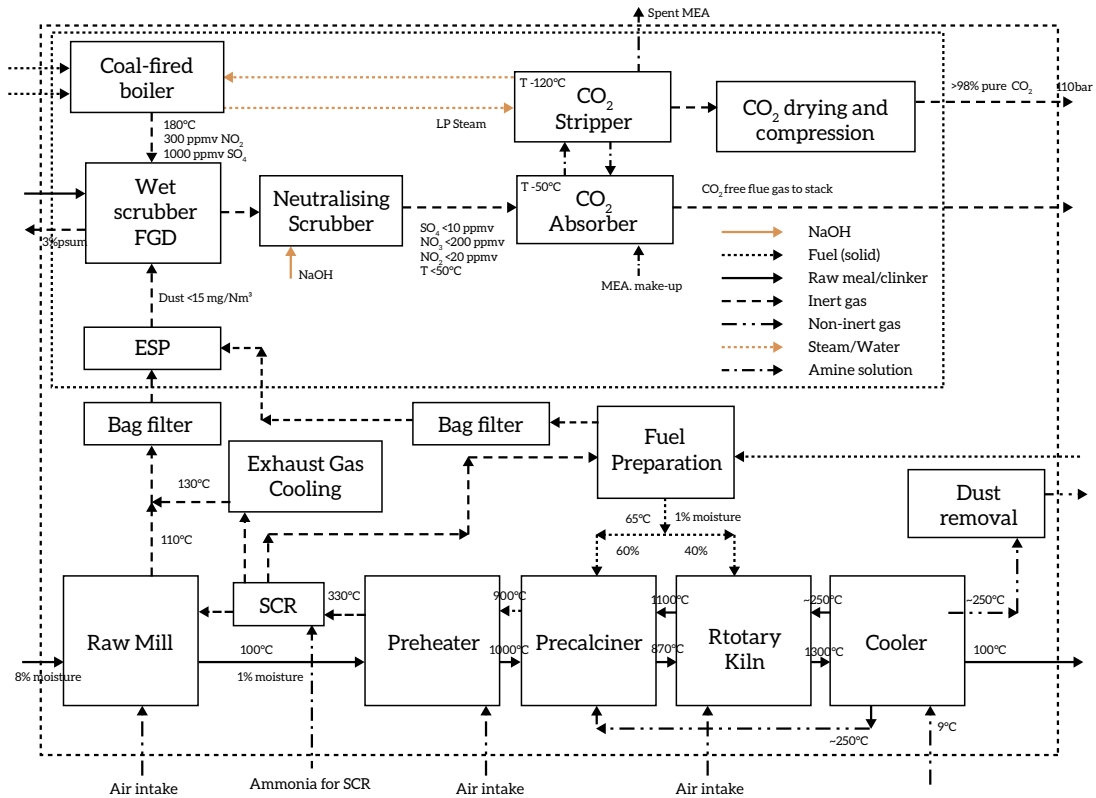


Figura 66 - Exemplo de Esquema de uma Planta de Cimento com Captura na Pós-combustão

Fonte: BARKER et al., 2009

Contaminantes como SO<sub>2</sub> e NO<sub>2</sub> nos gases de combustão da produção de cimento são prejudiciais à operação no scrubber (lavador de gases ácidos), degradando a MEA. Logo, a corrente deve ser limpa para que a concentração desses gases não ultrapasse 10 ppmv e 20 ppmv, respectivamente (BOSOAGA et al., 2009; BARKER et al., 2009; IEA GHG, 2008). Com isso, deve ser instalada uma unidade de FGD (*flue gas desulfurisation*) para reduzir a emissão de SO<sub>x</sub> e de SCR (*selective catalytic reduction*) que reduz a emissão de NO<sub>x</sub>, convertendo-o em N<sub>2</sub> e água (LI et al., 2013; GARCÍA-GUSANO et al., 2013; BOSOAGA et al., 2009; BARKER et al., 2009).

Os solventes tipicamente utilizados na absorção química são monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), metildietanolamina (MDEA), trietanolamina (TEA), diisopropanolamina (DIPA), aminas estericamente impedidas (KS-1), piperazina e *chilled ammonia*, que já apresentou, em testes

laboratoriais, redução na penalidade energética<sup>62</sup> de 50% em relação à MEA (TOFTEGAARD et al., 2010). Apesar de a MEA 30% p/p ter baixa capacidade de absorção, é mais utilizada por apresentar baixo custo, alta solubilidade em água, cinética de reação rápida e desempenho a baixas pressões e baixas concentrações de CO<sub>2</sub> (SZKLO et al., 2010). O desenvolvimento de um solvente que tenha desempenho melhor que a MEA não é trivial devido, principalmente, à sua reatividade e ao seu baixo custo. Contudo, apesar de suas vantagens, a MEA apresenta sérios problemas de degradação que encarecem consideravelmente o processo convencional (ROCHEDO, 2011).

Utilizam-se também misturas de aminas que se baseiam geralmente em aminas com alta capacidade de carga, como MDEA, adicionando aminas de alta reatividade, por exemplo, MEA ou DEA, para aumentar a taxa de absorção (ROCHEDO, 2011). As aminas estericamente impedidas requerem menos energia para absorção e regeneração e têm maior capacidade de absorção de CO<sub>2</sub> do que a MEA, pois, devido a efeitos estéricos, a formação de carbamatos estáveis não é possível, provocando a formação de bicarbonato. Isso leva à possibilidade de atingir carga estequiométrica de 1molCO<sub>2</sub>/mol<sub>amina</sub> (ROCHEDO, 2011).

A regeneração da MEA demanda vapor de baixa pressão. Assim, alguns estudos (GARCÍA-GUSANO et al., 2013; LIANG; XI, 2012; VATOPOULOS et al., 2012; KURAMOCHI et al., 2011; BARKER et al., 2009) propõem uma planta de cogeração para produzir o vapor de baixa pressão necessário ao *stripping* e a eletricidade que será usada pela planta de cimento e pela unidade de captura, sobretudo na compressão do CO<sub>2</sub>, e, se excedente, entregue ao *grid*.

Apesar de a absorção química ser uma tecnologia já estabelecida, apresenta desvantagens como alta demanda de energia térmica e presença de materiais perigosos no local da planta (NARANJO et al., 2011). Ademais, a indústria cimenteira lida com processos gasosos ou sólidos, apresentando reduzida experiência com processos líquidos baseados em solventes (NARANJO et al., 2011).

Assim, outras tecnologias são sugeridas para o setor de cimento, como a utilização de membranas, que já representa tecnologia madura no caso de separação industrial de gases, mas ainda está em desenvolvimento no que se refere à separação e recuperação de CO<sub>2</sub> de gases de exaustão (NARANJO et al., 2011).

É tecnicamente possível o *retrofitting* da captura de pós-combustão usando absorção com amina para qualquer planta de cimento. IEA/GHG (2008) lista três restrições-chave que influenciam a viabilidade econômica: concentração de NO<sub>2</sub> e SOx nos gases de combustão, espaço disponível para os equipamentos de captura e compressão e disponibilidade de vapor suficiente para absorção e regeneração química do sistema. Ainda segundo IEA/GHG (2008), quanto a *capture ready*,<sup>63</sup> a planta que implantar essa mesma tecnologia deverá considerar:

- Espaço suficiente para tratamento dos gases de combustão e para equipamentos de absorção, *stripping*, purificação e compressão de CO<sub>2</sub>. Segundo IEA/GHG (2008), o espaço requerido para a

---

62 A captura envolve processos de separação que requerem equipamentos adicionais e gasto energético, representando uma penalidade energética à planta.

63 Planta *capture ready* é aquela capaz de incluir as etapas necessárias para captura e armazenamento de carbono quando as estruturas regulatórias e econômicas estiverem disponíveis e, ao mesmo tempo, evitar o *lock-in* de carbono e custos afundados (ROCHEDO, 2011).

implantação da captura de uma planta de cimento com produção de 1 Mt/ano é de 36 a 43 mil m<sup>2</sup>, que inclui o sistema de FGD, a planta de cogeração, o sistema de absorção química e de compressão do CO<sub>2</sub>;

- Capacidade de fornecimento de combustível e rede, espaço para uma planta termelétrica capaz de gerar o vapor adicional e a eletricidade requerida pelo equipamento de captura, ou potencial para compra de vapor das instalações de cogeração;
- Inclusão de tecnologias de abatimento de SO<sub>x</sub> e NO<sub>2</sub> na planta ou provisão de espaço e capacidade para introduzi-las posteriormente;
- Capacidade de transporte (via duto) de CO<sub>2</sub> para um local de armazenamento adequado.

### 6.1.2.2 ABSORÇÃO FÍSICA

A absorção física se aplica a correntes de gás com altas concentrações de CO<sub>2</sub> (35%-40% v/v) e altas pressões e, geralmente, não é considerada para a captura na pós-combustão. Apesar de os gases de combustão de uma planta de cimento terem concentração de CO<sub>2</sub> relativamente alta (15-30%v/v) (VATOPOULOS et al., 2012; BOSOAGA et al., 2009), sua pressão não é alta o suficiente, pois são formados a pressão atmosférica. Assim, para que os solventes físicos fossem aplicados, seria necessária uma quantidade considerável de energia para pressurização dos gases de combustão (IEA/GHG, 2008).

Estudos como Li et al. (2013), Benhelal et al. (2012), Vatopoulos et al. (2012), Naranjo et al. (2011), Bosoaga et al. (2009) não incluem a absorção física como opção para a captura na pós-combustão.

### 6.1.2.3 ADSORÇÃO

Segundo Sayari et al. (2011), adsorventes físicos, como zeólitas, MOF (*metal organic frameworks*) e materiais de carbono, são adequados especialmente para baixas temperaturas e altas pressões. No entanto, adsorvem preferencialmente vapor d'água ao CO<sub>2</sub> e sua capacidade de adsorção a baixas pressões não é suficientemente alta. Assim, esses materiais não são considerados adequados para captura na pós-combustão. Para contornar esses obstáculos, esforços têm sido implementados, como modificação da superfície para aumentar as interações com o CO<sub>2</sub>, aumentando, assim, a adsorção a baixa pressão, além do desenvolvimento de outros materiais, como ZMOF (*zeolite-like MOF*) e COF (*covalent organic frameworks*), com maior tolerância à umidade na alimentação do gás, melhorando a seletividade ao CO<sub>2</sub>.

Estudos como Li et al. (2013), Benhelal et al. (2012), Vatopoulos et al. (2012), Naranjo et al. (2011), Bosoaga et al. (2009) não incluem a adsorção física como opção para a captura na pós-combustão.

### 6.1.2.4 MEMBRANAS

Scholes et al. (2014) simularam três processos com diferentes *designs* para separação de CO<sub>2</sub> por membrana, no entanto este foi o único estudo encontrado para captura com membrana para

pós-combustão no setor cimento. Li et al. (2013), Benhelal et al. (2012), Vatopoulos et al. (2012), Naranjo et al. (2011), Bosoaga et al. (2009) não incluem a captura com membrana como opção para captura na pós-combustão, pois a aplicação dessa tecnologia é ideal para correntes com alta concentração de CO<sub>2</sub> e baixo teor de contaminantes. Essas condições não se aplicam ao modelo de pós-combustão na indústria de cimento, o que requereria um processo com múltiplas membranas, aumentando substancialmente os custos de capital.

A simulação de Scholes et al. (2014) foi baseada numa planta de cimento com produção de 680 mil toneladas por ano e concentração de CO<sub>2</sub> de 22% v/v. Assumiu-se que os teores de SOx e NOx são menores que 20 ppm e estes não foram incluídos na simulação. Todas as membranas foram projetadas para capturar 90% de CO<sub>2</sub> e produzir uma corrente com pureza maior que 95% de CO<sub>2</sub> a 80 bar. As simulações foram feitas no programa Aspen Hysys Package, versão 7.3, o que forneceu informações sobre energia e custos demandados.

A permeação da membrana foi fixada em 1.000 GPU,<sup>64</sup> e a seletividade ao CO<sub>2</sub> em relação ao N<sub>2</sub> foi variada. A permeabilidade do O<sub>2</sub> foi considerada igual ao do N<sub>2</sub>, o que é razoável dada a baixa concentração de O<sub>2</sub> (Tabela 59), e a permeabilidade da água foi considerada cem vezes maior que a do CO<sub>2</sub>. As membranas consideradas são compostas de material polimérico com uma camada ativa de espessura de 0,1 m.

**Tabela 59 – Composição do Gás de Combustão de um Forno de Cimento**

Composição	Fração molar
CO <sub>2</sub>	0,224
N <sub>2</sub>	0,681
O <sub>2</sub>	0,023
H <sub>2</sub> O	0,072

Fonte: Elaboração própria a partir de HASSAN et al., 2007

O primeiro processo usa membrana com dois estágios com um reciclo do permeado, como é mostrado na Figura 67. O gás de combustão passa por um soprador para assegurar que o gás flua pelo primeiro estágio de membrana. Um vácuo de 22 kPa é aplicado à corrente do permeado para gerar força motriz pela membrana e para que o CO<sub>2</sub> passe pela corrente de permeado com quantidade significativa de água. A maior parte de N<sub>2</sub> e O<sub>2</sub> é retida e ventilada para a atmosfera. Para assegurar uma corrente de alta pureza de CO<sub>2</sub>, o permeado do primeiro estágio passa pelo segundo estágio de mesma permeabilidade e seletividade que o primeiro. Novamente é usado um vácuo para gerar a força motriz. A corrente que sai do segundo estágio está com alta pureza e o retido é reciclado novamente para a alimentação do gás de modo a aumentar a recuperação do CO<sub>2</sub>. O permeado final é comprimido a 80 bar para então ser transportado. Trocadores de calor são usados para resfriar o gás.

64 Gas permeation unit.

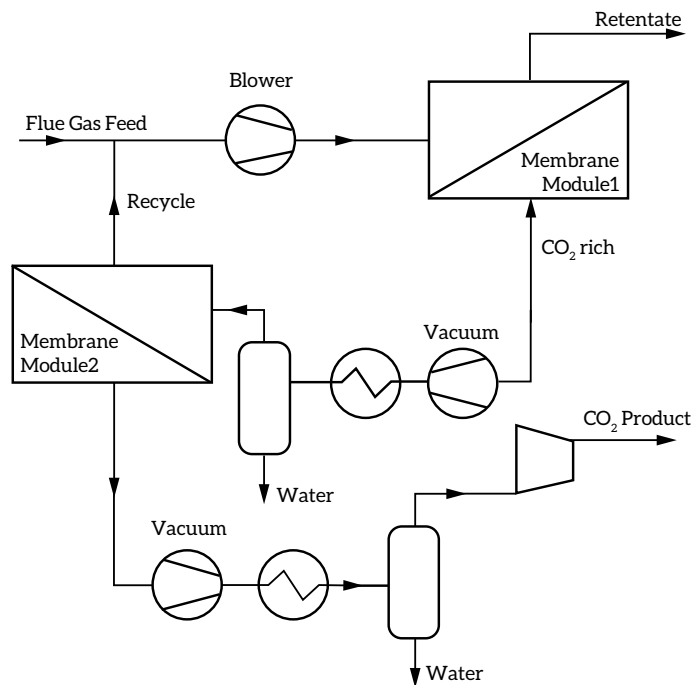


Figura 67 - Esquema do *Design 1*, com Base em Fluxogramas Comuns de Separação de Gás Natural

Fonte: BAKER; LOKHANDWALA, 2008

O *design 2* (Figura 68) utiliza apenas um estágio de membrana que atinge uma taxa de recuperação de CO<sub>2</sub> de 90%. O permeado sofre compressões e resfriamentos múltiplos para atingir a pressão necessária de 106 bar. A água é removida do permeado após o vácuo e o primeiro estágio de compressão. Para minimizar a necessidade de resfriamento, o CO<sub>2</sub> líquido e os gases do separador (N<sub>2</sub> e O<sub>2</sub>) são utilizados num trocador de calor de fluxo cruzado para reduzir a temperatura do gás permeado após a compressão por múltiplos estágios. O CO<sub>2</sub> final é comprimido a 80 bar.

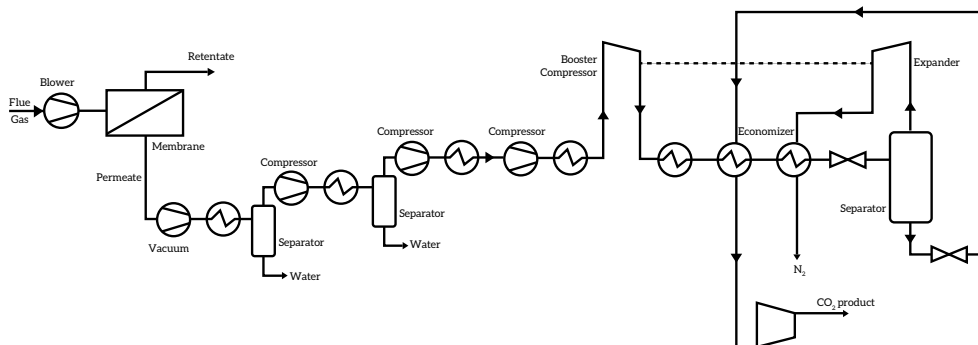


Figura 68 - Esquema do *Design 2*

Fonte: SCHOLES et al., 2014

O terceiro *design* usa um estágio de membrana para concentrar o CO<sub>2</sub> na corrente do permeado e utiliza compressão e resfriamento criogênico para atingir a pureza necessária. Um segundo estágio de membrana é utilizado no retido do primeiro estágio para assegurar a recuperação do CO<sub>2</sub> pelo reciclo do permeado do segundo estágio. Este segundo estágio utiliza ar para a combustão do processo como um gás de arraste para gerar a força motriz para a membrana, o que descarta a necessidade de uma bomba a vácuo. O ar arrasta o CO<sub>2</sub> que é reciclado pelo forno de cimento. Isso aumenta a pressão parcial do CO<sub>2</sub> no gás de combustão e, com isso, melhora a eficiência da separação do primeiro estágio de membranas. O *offgas* da etapa de liquefação passa por um terceiro estágio de membranas onde o permeado é reciclado para o início do processo de liquefação e o retido é reciclado para a alimentação do gás de combustão. A corrente final de CO<sub>2</sub> é comprimida a 80 bar, como nos outros dois *designs*.

Os custos dessa captura estão mostrados na Tabela 59, que apresenta o resumo dos custos de todas as capturas consideradas neste trabalho.

#### 6.1.2.5 DESTILAÇÃO CRIOGÊNICA

Essa técnica é mais eficaz para gases que contenham componentes com diferentes temperaturas de ebulição, o que não é típico em uma planta de cimento. Além disso, há a possibilidade da formação de sólidos que danificam o equipamento e reduzem as taxas de transferência de calor (HERZOG et al., 1997).

Estudos como Li et al. (2013), Benhelal et al. (2012), Vatopoulos et al. (2012), Naranjo et al. (2011), Bosoaga et al. (2009) não incluem a adsorção criogênica como opção para a captura na pós-combustão.

### 6.1.3 ROTA DE CAPTURA NA OXICOMBUSTÃO

Nesta rota, a combustão com ar é substituída pela combustão com oxigênio razoavelmente puro a partir de uma unidade de separação de ar, e a corrente dos gases de combustão, rica em CO<sub>2</sub>, é reciclada para controlar a temperatura de chama até limites aceitáveis dos materiais dos fornos (TOFTEGAARD et al., 2010). A necessidade de separação do oxigênio do ar aumenta substancialmente o custo de capital e de operação da planta (ROCHEDO, 2011).

Devido à alta percentagem de CO<sub>2</sub> nos gases de combustão provenientes da calcinação, a oxicom-bustão aparece como opção interessante para redução de CO<sub>2</sub> em uma planta de cimento (LI et al., 2013; GRANADOS et al., 2013; ECRA, 2012; JRC/IE, 2010; BOSOAGA et al., 2009). Essa conclusão é baseada na suposição de melhor eficiência das caldeiras causada por menor volume de gases de combustão (promovida pela redução de nitrogênio contido no ar),<sup>65</sup> o que aumenta a concentração de CO<sub>2</sub> no exausto, facilitando o processo de purificação, além de o restante do exausto ser composto majoritariamente de água, resultante do processo de combustão (GRANADOS et al., 2013; ROCHEDO, 2011; TOFTEGAARD et al., 2010). Assim, a separação do CO<sub>2</sub> é simplificada, sendo necessária apenas

---

65 O menor teor de nitrogênio também apresenta vantagem por reduzir a formação de NO<sub>x</sub> entre 60% e 70% quando comparado com a queima com ar (DOE, 2008). A formação de NO<sub>x</sub> na oxicom-bustão está relacionada ao nitrogênio presente no combustível e à infiltração indesejada de ar na câmara de combustão (ROCHEDO, 2011).

a condensação da água e, eventualmente, uma etapa de purificação da corrente rica em  $\text{CO}_2$ , dependendo da aplicação (GRANADOS et al., 2013; ROCHEDO, 2011). No entanto, o alto custo dessa rota exclui a possibilidade do *retrofitting* de uma planta existente, sendo aplicável apenas a novas plantas (GARCÍA-GUSANO, 2013; LI et al., 2013; ECRA, 2012; JRC/IE, 2010; BOSOAGA et al., 2009).

A redução da emissão de carbono para a planta com a captura em oxicombustão é estimada em 63% até aproximadamente 100%, mas sua aplicação só foi realizada em escala-piloto (CSI/ECRA, 2009).

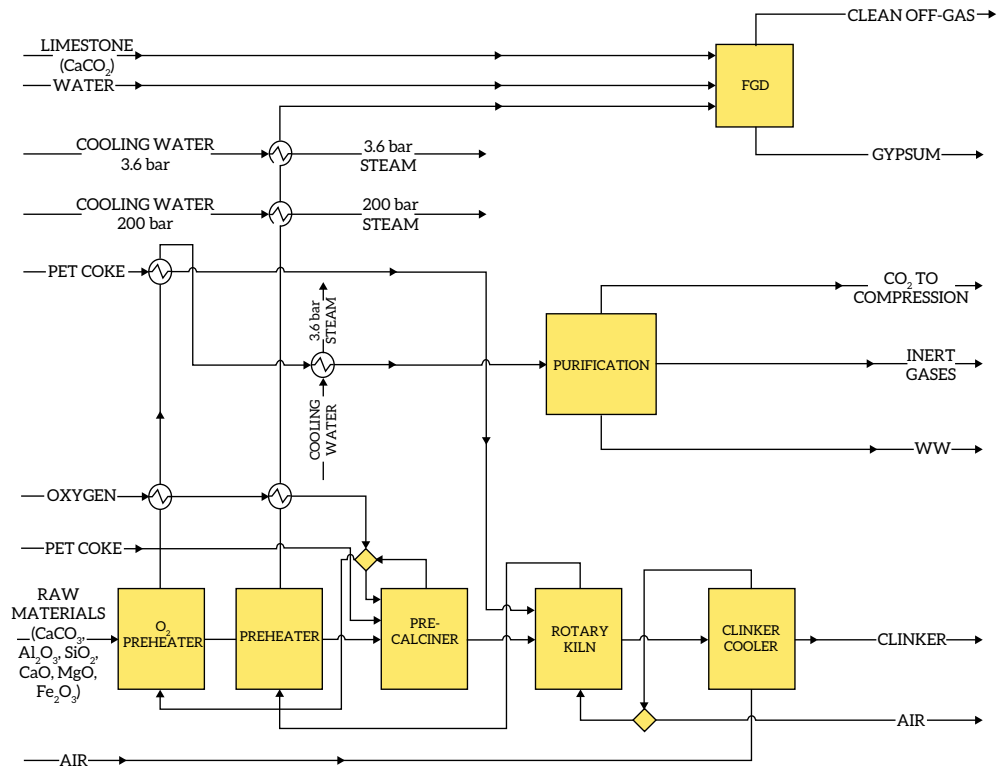


Figura 69 – Esquema de uma Planta Cimenteira com Captura na Oxicombustão

Fonte: VATOPOULOS et al., 2012

A Figura 69 apresenta um fluxograma proposto por Vatopoulos et al. (2012) para a captura na oxicombustão em uma planta de cimento. Essa configuração captura majoritariamente as emissões de  $\text{CO}_2$  do pré-calcinador, onde são consumidos 60% do combustível e 95% da calcinação ocorrem (VATOPOULOS et al., 2012) e, assim, as complexidades de operação do forno com oxigênio puro<sup>66</sup> e o problema da infiltração indesejada de ar na câmara de combustão são evitados (VATOPOULOS et al., 2012).

O fluxograma consiste em sete processos: um preaquecedor, onde os gases de combustão ricos em  $\text{O}_2$  vindos do pré-calcinador preaquecem as matérias-primas; outro preaquecedor, onde os gases

<sup>66</sup> Os materiais para os internos de forno e equipamentos não suportam o aumento da temperatura em resposta à queima com oxigênio concentrado (ROCHEDO, 2011).



de combustão do forno preaquecem ainda mais as matérias-primas; um forno; uma unidade de resfriamento do clínquer, de FGD<sup>67</sup> e de purificação do CO<sub>2</sub> (VATOPOULOS et al., 2012). Uma parte do exausto rico em CO<sub>2</sub> é misturada à corrente de O<sub>2</sub> e volta ao forno para regular sua temperatura (VATOPOULOS et al., 2012; ROCHEDO, 2011; BOSOAGA et al., 2009).

A oxidação associa-se principalmente a processos de separação física (compressão e resfriamento) para a produção de O<sub>2</sub> e captura de CO<sub>2</sub>, evitando a utilização de reagentes e/ou solventes (ZANGANEH et al., 2009; OLAJIRE; 2010). O uso de reagentes e/ou solventes contribui para o aumento dos custos operacionais e custos com eliminação de rejeitos sólidos ou líquidos no meio ambiente (OLAJIRE, 2010).

### 6.1.3.1 DESTILAÇÃO CRIOGÊNICA

A destilação criogênica se aplica a correntes com alta concentração de CO<sub>2</sub>, como é o caso do fluxo de exausto derivado da oxidação (SZKLO et al., 2010; IEA/GHG, 2008). Porém, como já dito, essa técnica é mais eficaz para gases que contenham componentes com diferentes temperaturas de ebulição, o que não é típico de uma planta de cimento (HERZOG et al., 1997).

Destilação criogênica, absorção química, física, adsorção e membranas não são consideradas para a captura na oxidação em estudos como Granados et al. (2013), Li et al. (2013), Benhelal et al. (2012), Vatopoulos et al. (2012), Liang e Li (2012), Naranjo et al. (2011), Bosoaga et al. (2009) e Zeman (2009).

### 6.1.4 LOOPING QUÍMICO

Uma das tecnologias mais promissoras para a captura de carbono proveniente de fontes industriais é o *chemical looping* (OZCAN et al., 2013; MARTÍNEZ et al., 2011; BOSOAGA et al., 2009). Especialmente os adsorventes baseados em CaO têm atraído maior atenção devido a alta capacidade de adsorção, baixo custo e ampla disponibilidade (LI et al., 2013). O processo de *calcium looping* (CL) ocorre entre dois leitos fluidizados circulantes (CFB),<sup>68</sup> operando a pressão atmosférica (LI et al., 2013; MARTÍNEZ et al., 2011), e garante baixa penalidade energética, reduzida corrosão e emissão de SOx.

Dean et al. (2011) listam outras vantagens, como: uso do CaO, adsorvente do CO<sub>2</sub>; já é um produto-chave da indústria (LI et al., 2013); emissões do dióxido de carbono podem ser reduzidas com pequena modificação na planta de cimento (ROMANO et al., 2013); utilização do CFB, tecnologia bem estabelecida; processo que utiliza altas temperaturas, logo, o excesso de calor é recuperado para prover energia adicional para o ciclo a vapor, reduzindo a penalidade energética; afinidade dos materiais ao SO<sub>2</sub>, o que promove dessulfurização parcial do gás de combustão; e os resíduos do processo podem ser reutilizados na indústria cimenteira.

---

<sup>67</sup> Teoricamente, a oxidação pode ser considerada com a ausência de um FGD, sendo os compostos de enxofre sequestrados em conjunto com o CO<sub>2</sub>. Entretanto, ao promover a recirculação do exausto (FGR), a concentração das impurezas no exausto tenderá a aumentar. Por esse motivo, convém manter o sistema de FGD (ROCHEDO, 2011).

<sup>68</sup> *Circulating fluidized bed.*

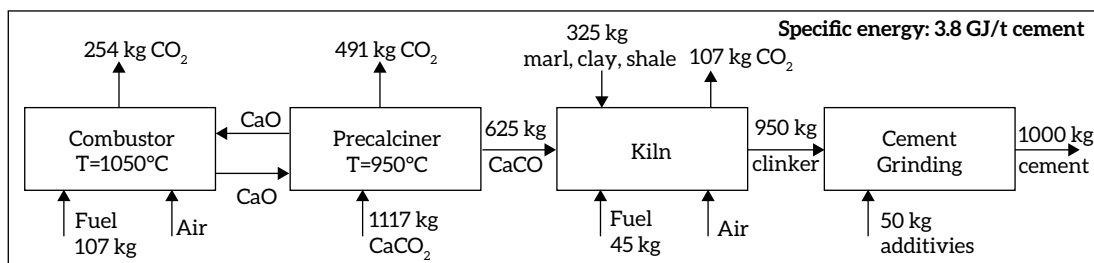
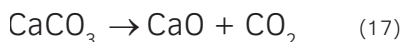
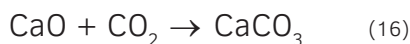


Figura 70 – Esquema de uma Planta de Cimento com *Chemical Looping*

Fonte: DEAN et al., 2011

Em um reator, a carbonatação do CaO ocorre e o CO<sub>2</sub> é capturado no CFB operando entre 600°C a 700°C (ROMANO et al., 2013; RIDHA et al., 2011; MARTINEZ et al., 2011). A corrente sólida (CaCO<sub>3</sub> formado e CaO não reagido) vai para o calcinador, onde o CaCO<sub>3</sub> é decomposto em CaO a temperaturas de 900°C, que então é reciclado no reator de carbonatação e em corrente concentrada de CO<sub>2</sub> (LI et al., 2013; VATOPOULOS et al., 2012; RIDHA et al., 2011; BOSOAGA et al., 2009). A fim de alcançar a composição de CO<sub>2</sub> para armazenamento (maior que 95%), o calcinador opera com oxigênio puro. Assim, instalações de CL sempre requerem a integração com uma fonte de O<sub>2</sub> puro (VATOPOULOS et al., 2012).

As reações de carbonatação e calcinação estão descritas nas equações 16 e 17, respectivamente:



Uma importante questão na integração do CL a uma planta de cimento é a seleção da corrente de alimentação para o processo de CL (OZCAN et al., 2013). Como os gases de exaustão do pré-calcinador fluem em sentido contrário ao fluxo de sólido, para recuperação de calor, sua temperatura e fração molar do CO<sub>2</sub> variam durante o processo (OZCAN et al., 2013). Assim, a corrente ótima dos gases de exaustão deve ser selecionada tendo em conta as condições de operação da unidade de captura, a facilidade de integração de calor e a pressão parcial do CO<sub>2</sub> (OZCAN et al., 2013).

Para uma planta de cimento, o óxido de cálcio pode ser reutilizado como alimentação para a planta de cimento após a captura, substituindo o calcário, o que adiciona valor ao material purgado e aumenta a economia do *calcium looping* (ROMANO et al., 2013; DEAN et al., 2013; DEAN et al., 2011), reduzindo as emissões diretas de CO<sub>2</sub> devido à calcinação do CaCO<sub>3</sub>, responsável por aproximadamente 50% do total das emissões de CO<sub>2</sub> no processo de produção de cimento (ROMANO et al., 2013; LI et al., 2013). Entretanto, a reatividade do CaO usado reduz-se em função do número de ciclos, o que torna necessária a substituição contínua do CaO não reativo por novo CaO para manter uma aceitável eficiência de captura de CO<sub>2</sub> (LI et al., 2013; VATOPOULOS et al., 2012). A corrente de purga contém principalmente CaO, SiO<sub>2</sub> e CaCO<sub>3</sub> e pode ser alimentada no forno de cimento adjacente (VATOPOULOS et al., 2012).

Os resíduos do CL conterão altos teores de cinzas introduzidas pelo combustível devido às repetições do ciclo de calcinação. Isso aumenta a concentração de trações de certos elementos como arsênio (Ar),

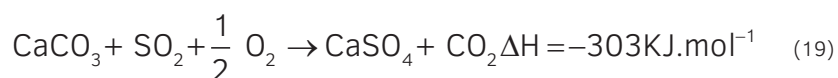
boro (B), bário (Ba), cádmio (Cd), entre outros, que impactam na formação de alite, fase do cimento responsável pelo desenvolvimento da resistência inicial (ROMANO et al., 2013).

A combustão do coque de petróleo, combustível comumente utilizado na produção de cimento, produz  $\text{SO}_2$ , que reage com  $\text{CaO}$  formando sulfato de cálcio ( $\text{CaSO}_4$ ) (VATOPOULOS et al., 2012). Segundo Ridha et al. (2011) e Dean et al. (2011), a reação do  $\text{SO}_2$  com  $\text{CaO}$  pode ocorrer de duas maneiras:

1) *Sulfatação indireta:*



2) *Sulfatação direta:*



O sulfato de cálcio produzido é termodinamicamente estável nas temperaturas apropriadas para a regeneração do adsorvente (900°C a 950°C) (RIDHA et al., 2011). Com isso, uma quantidade de  $\text{CaO}$  é perdida, formando  $\text{CaSO}_4$  em cada ciclo, além de a superfície do óxido de cálcio ser coberta por uma camada do sulfato de cálcio, obstruindo a carbonatação durante os ciclos de captura de  $\text{CO}_2$  (RIDHA et al., 2011). Ainda segundo Ridha et al. (2011), a presença de  $\text{SO}_2$  nos gases de combustão reduz a tendência do adsorvente para a captura do  $\text{CO}_2$ , e baixas temperaturas favorecem a carbonatação em relação à sulfatação.

### 6.1.5 CUSTOS

A Tabela 60 apresenta os custos com a captura de todas as rotas consideradas neste estudo, de acordo com diferentes literaturas. Os custos estão atualizados para o ano-base de 2010. Contudo, deve-se notar sua grande variação, mesmo para processos semelhantes, o que indica não apenas incertezas tecnológicas, mas também diferentes metodologias de estimativa dos custos, incluindo a definição ou não da central de cogeração como parte integrante do sistema de captura (para o qual a cogeração fornece calor e eletricidade).

Tabela 60 – Parâmetros e Custos de Diversas Opções de Captura de CO<sub>2</sub> no Cimento Encontradas na Literatura Técnico-científica

Rota	Detalhamento	Taxa de captura	Retrofit	Penalidade Energética (kJ/kg CO <sub>2</sub> )	CO <sub>2</sub> evitado (tCO <sub>2</sub> /t clínquer)	Custo (US\$/tCO <sub>2</sub> evitado)	Referência
PCC	MEA+ CHP	85%	sim	4.705 <sup>70</sup>	0,80	- <sup>71</sup>	VATOPOULOS et al., 2012
	MEA+ CHP	85%	sim	4.005 <sup>72</sup>	0,79	70,00	LIANG; LI, 2012
	MEA+ CHP	90%	sim	4.400	0,75	80,40	HO et al., 2011
	MEA+ CHP	-	sim	-	0,59	146,76 <sup>73</sup>	BARKER et al., 2009
	Membrana	90%	sim	1.250	-	74,00	SCHOLES et al., 2014
	Membrana	90%	sim	1.350	-	98,00	SCHOLES et al., 2014
	Membrana	90%	sim	1.300	-	96,00	SCHOLES et al., 2014
OCC	-	-	-	906	0,62	60,00	IEA/GHG, 2008
	-	-	-	931	0,66	-	VATOPOULOS et al., 2012
	-	-	-	-	0,49	54,94	BARKER et al., 2009
CL	-	85%	não	-	-	32,30	ROMANO et al., 2013
	-	58%	não	-	0,42	19,00	RODRIGUEZ et al., 2008
	-	60%	não	1.951 <sup>74</sup>	0,41	19,00	DEAN et al., 2011
	-	100%	não	2.831	0,79	-	VATOPOULOS et al., 2012

Fonte: Elaboração própria

### 6.1.6 POTENCIAL DA APLICAÇÃO DE ROTA DE PÓS-COMBUSTÃO NAS FÁBRICAS DE CIMENTO EXISTENTES

Entre as rotas antes analisadas, a única disponível comercialmente para as plantas cimenteiras existentes no Brasil é a rota de pós-combustão com absorção química. A literatura indica para essa rota custos entre 70 e 150 US\$/tCO<sub>2</sub>, aproximadamente (Tabela 60).

Os dados das fábricas de cimento no Brasil e suas respectivas localizações, grupos industriais e ano de construção foram obtidos de SNIC (2012). A partir do ano de construção, foram atribuídos os fatores de emissão em tonelada de CO<sub>2</sub> por tonelada de clínquer, de acordo com a idade da planta, segundo estudos do Cement Sustainability Initiative (CSI, 2012). Assim, para plantas mais antigas, com mais de dez anos, foi considerado um fator de emissão de 0,95 tCO<sub>2</sub>/t clínquer e, para as mais novas, mais eficientes, um fator de 0,85 tCO<sub>2</sub>/t clínquer, como pode ser visto na Tabela 61.

<sup>69</sup> Inclui a penalidade relativa ao gasto energético no FGD, scrubber, compressão e purificação.

<sup>70</sup> Informação não disponível.

<sup>71</sup> Inclui a penalidade relativa apenas à cogeração.

<sup>72</sup> O valor aqui é mais alto do que nos outros estudos, pois deve incluir o investimento na cogeração necessária para prover as utilidades da planta de captura e a planta de cimento.

<sup>73</sup> A penalidade relativa ao CL se refere ao aumento do consumo específico relativo ao combustível.

**Tabela 61 – Fator de Emissão das Plantas de Cimento no Brasil**

Tipo da Planta	Fator de Emissão (tCO <sub>2</sub> /t clínquer)
Plantas antigas (>10 anos)	0,95
Plantas novas	0,85

Fonte: Elaboração própria a partir de CSI, 2012

A produção de cimento de cada planta foi obtida do SNIC (2012) e, a partir desse dado, foi calculada a produção de clínquer pela razão clínquer/cimento média de 82% (IEA, 2007). À guisa de estimativa, o fator de capacidade de cada planta foi assumido em 90%. A Tabela 62 resume a produção de clínquer total de cada região brasileira, assim como as emissões de CO<sub>2</sub> e o fator de emissão médio de cada região para o cenário base.

**Tabela 62 – Quantidade de Fábricas, Produção de Cimento, Clínquer, Emissão de CO<sub>2</sub> e Fator de Emissão por Região no Brasil**

Região	Nº de plantas	Produção de Cimento (kt/ano)	Produção de Clínquer (kt/ano)	Emissão CO <sub>2</sub> (t/h)	Fator de Emissão Médio (tCO <sub>2</sub> /tclínquer)
Norte	7	3.698	3.032	340	0,884
Nordeste	21	13.815	11.328	1.319	0,918
Sudeste	38	33.596	27.549	3.221	0,922
Sul	10	1.065	8.253	977	0,933
Centro-Oeste	9	7.635	6.261	742	0,935
Total	85	68.809	56.423	6.598	0,918

Fonte: Elaboração própria a partir de SNIC, 2012

A quantidade de CO<sub>2</sub> emitida no cenário base foi calculada como sendo o produto da produção de clínquer por hora e seu fator de emissão. A taxa de captura foi considerada em 90%, de acordo com estudos como Li et al. (2013), Vatopoulos et al. (2012), Barker et al. (2009).

Os custos da captura para plantas cimenteiras existentes no Brasil foram estimados a partir da simulação na ferramenta IECM®, Integrated Environmental Control Model, programa de modelagem computacional que analisa custos e desempenho dos equipamentos de controle de emissões em plantas termoelétricas. O programa permite ao usuário configurar a planta a ser modelada a partir de diversas tecnologias, como controle de poluição e captura de carbono.<sup>74</sup>

**74** IECM® foi desenvolvido pelo Center for Energy and Environmental Studies da Universidade de Carnegie Mellon para o US Department of Energy's National Energy Technology Laboratory (DOE/NETL). Diversos estudos utilizaram esse software como ferramenta para análise econômica da captura de carbono, como Rochedo (2011), Hoffmann (2010), Rubin et al. (2007a), Rubin et al. (2007b).

Ao iniciar o programa, o usuário deve escolher entre as seguintes tecnologias de geração: combustão em caldeira com a utilização de carvão (PC),<sup>75</sup> queima de gás natural em turbina a gás em ciclo combinado (NGCC)<sup>76</sup> e gasificação de carvão com tecnologia GE ou Shell (IGCC).<sup>77</sup> O combustível usado na indústria cimenteira é basicamente o coque de petróleo, com participação de 70,7% em 2012 (BEN, 2012). Devido à similaridade do coque de petróleo com o carvão mineral em relação à análise elementar (teor de carbono, nitrogênio, oxigênio), poder calorífico e emissão de CO<sub>2</sub> (CEMENTKILNS, 2012), foi realizada a simulação das plantas cimenteiras a partir da tecnologia PC.

Depois de escolhida a tecnologia de geração, o usuário deve escolher as tecnologias de controle de emissão de poluentes, como pode ser visto na Figura 71. Para a planta cimenteira, foi considerado um FGD,<sup>78</sup> e o sistema de captura de pós-combustão é baseado no sistema de amina

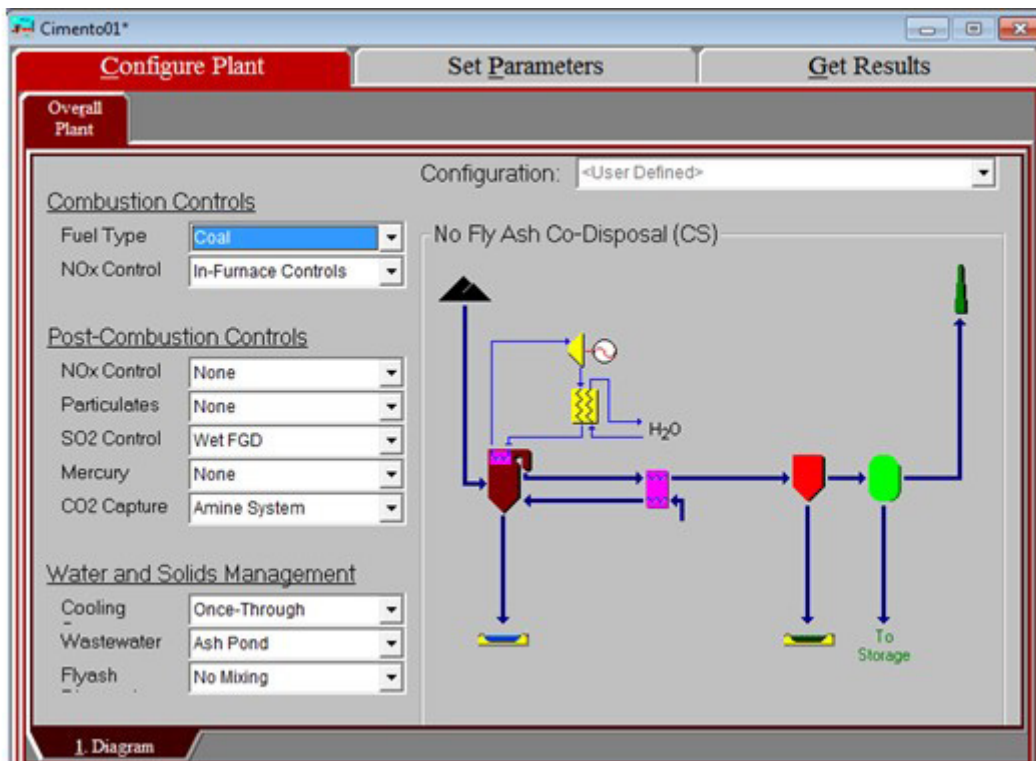


Figura 71 – Tecnologias de Controle de Emissão de Poluentes Consideradas para a Captura na Planta Cimenteira no IECM®

Fonte: Elaboração própria

O vapor e a eletricidade necessários à planta de captura podem ser gerados a partir de uma planta de cogeração a gás natural (GN) ou coque, ou uma caldeira poderia gerar o vapor e a eletricidade ser comprada do *grid*. Portanto, foram simulados quatro sistemas alternativos para captura de carbono, como pode ser visto na Tabela 63. A cogeração foi dimensionada para paridade elétrica, sem gerar excedentes.

<sup>75</sup> Pulverized coal.

<sup>76</sup> Natural gas combined cycle.

<sup>77</sup> Integrated gasification combined cycle.

<sup>78</sup> Flue gas desulphurization.

Tabela 63 – Tipos de Combustíveis e Geração de Vapor e/ou Eletricidade Consideradas no Estudo

Geração	Combustível
Caldeira <sup>1</sup>	GN (A) ou Coque (B)
Cogeração (CHP) <sup>2</sup>	GN (C) ou Coque (D)

(1) Nesse caso, a caldeira só gera o vapor, e a eletricidade será comprada do grid.

(2) Combined heat-and-power.

Fonte: Elaboração própria

Em *Get Results* e *CO<sub>2</sub> Capture*, é possível visualizar o balanço de energia da caldeira geradora de vapor ou da planta de cogeração. Por exemplo, a Figura 72 apresenta o balanço de energia para uma caldeira a gás natural.

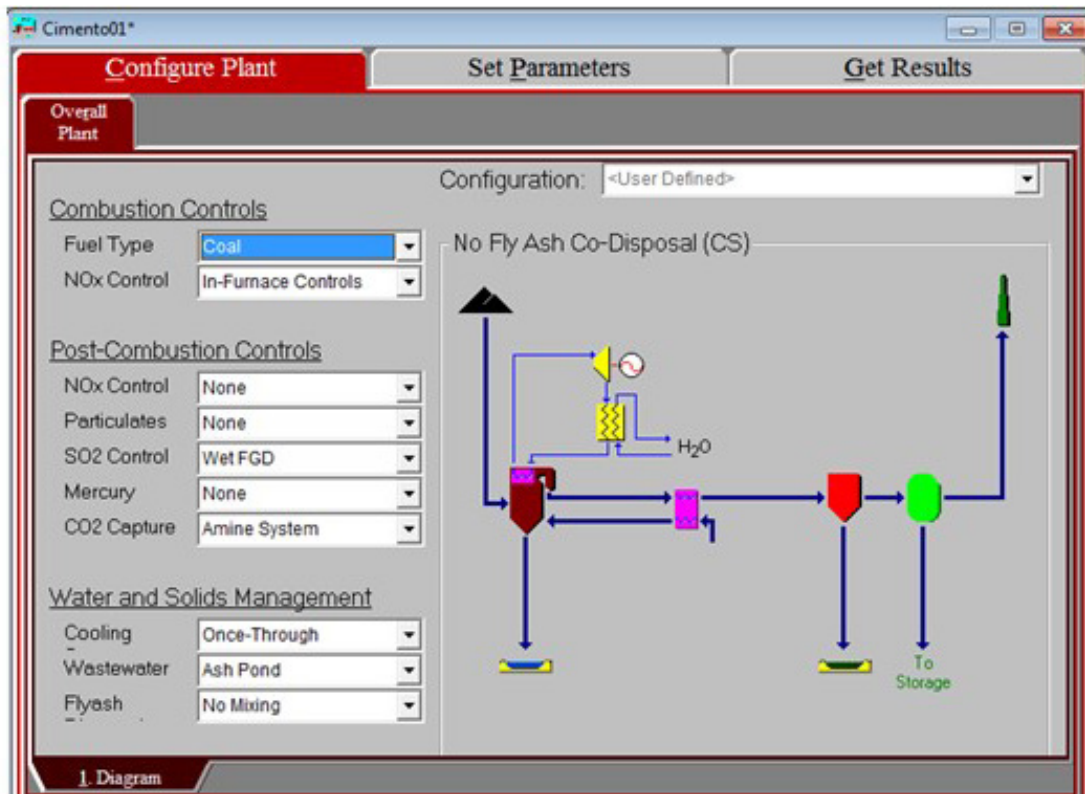


Figura 72 – Fluxograma do Balanço de Energia da Caldeira a Gás Natural no IECM

Fonte: Elaboração própria

O CO<sub>2</sub> emitido da cogeração, que gera a penalidade energética do processo, foi calculado de acordo com a Equação 20:

$$CO_{2 \text{ pen.CHP}} = \frac{VOM \text{ CHP} - VOM \text{ captura}}{\text{Preço GN}} \times FE \text{ GN} \quad (20)$$

Onde,

$\text{CO}_2 \text{ pen CHP}$  =  $\text{CO}_2$  emitido pela cogeração devido à penalidade energética ( $\text{tCO}_2/\text{ano}$ );

$\text{VOM CHP}$  = Custos variáveis da planta de cogeração ( $\text{US}\$/\text{ano}$ );

$\text{VOM captura}$  = Custos variáveis da planta de captura ( $\text{US}\$/\text{ano}$ );

Preço GN = Preço do gás natural,  $0,46 \text{ US}\$/\text{m}^3$  (BEN, 2012);

FE GN = Fator de emissão do gás natural  $0,0023 \text{ tCO}_2/\text{m}^3$  (IPCC, 2006).

Para converter os custos variáveis em  $\text{US}\$/\text{ano}$  para  $\text{US}\%$  por hora, foi considerado o fator de capacidade de 90% da planta.

Para a emissão de  $\text{CO}_2$  a partir da caldeira a gás natural, foi feito o mesmo cálculo, porém soma-se à Equação 20 a emissão do grid, que é formada de acordo com a Equação 21:

$$\text{Emissão grid} = \text{Cons. elet. (MWh / t CO}_2 \text{ capt)} \times \text{CO}_2 \text{ capt (t/ h)} \times \text{FE grid ( tCO}_2/\text{MWh)} \quad (21)$$

Onde:

Emissão grid = Emissão de  $\text{CO}_2$  pelo grid ( $\text{tCO}_2/\text{h}$ );

Cons. elet. = Consumo elétrico da planta de captura ( $\text{MWh}/\text{tCO}_2$  capturado);

$\text{CO}_2 \text{ capt.}$  =  $\text{CO}_2$  capturado ( $\text{t}/\text{h}$ );

FE grid = Fator de emissão do grid de  $0,0512 \text{ tCO}_2/\text{MWh}$  (MCT, 2012).

O  $\text{CO}_2$  evitado é a diferença entre o  $\text{CO}_2$  emitido sem CCS e com CCS, levando em conta o  $\text{CO}_2$  emitido pela caldeira ou planta de cogeração, isto é, a penalidade energética, como pode ser visto na Equação 22:

$$\text{CO}_2 \text{ evitado} = \text{CO}_2 \text{ emitido sem CCS} - (\text{CO}_2 \text{ emitido com CCS} + \text{penalidade energética}) \quad (22)$$

Como pode ser visto na Tabela 64, primeiro calcularam-se, no IECM, custo de capital, custos variáveis e fixos para a captura nas três seguintes situações: sem geração de vapor ou eletricidade, com geração de ambos (cogeração) e com geração apenas de vapor (caldeira). O custo da captura com a CHP ( $\text{US}\$/\text{tCO}_2$  evitado) apresentado na Tabela 64 reúne os seguintes custos de acordo com a Equação 23:

$$\text{Custo}_{\text{CHP}} = \frac{\frac{\text{Inv. Capt} + \text{Inv. CHP}}{\text{FA}} + \text{VOM}_{\text{CHP}} + \text{FOM}_{\text{CHP}}}{\text{CO}_2 \text{ evit CHP} \times 8760 \times \text{FC}} \quad (23)$$

Onde,

Inv. Capt = Investimento da planta de captura ( $\text{US}\$/\text{ano}$ );

Inv. CHP = Investimento da planta de cogeração ( $\text{US}\$/\text{ano}$ );

FA = Fator de anuidade, calculado a partir de uma taxa de desconto de 10% e tempo de vida útil de 30 anos;

$\text{VOM CHP}$  = Custos variáveis da planta de cogeração ( $\text{US}\$/\text{ano}$ );

$\text{FOM CHP}$  = Custos fixos da planta de cogeração ( $\text{US}\$/\text{ano}$ );

$\text{CO}_2 \text{ evitado CHP}$  = Quantidade de  $\text{CO}_2$  evitado com a planta de captura e cogeração ( $\text{tCO}_2/\text{h}$ );

FC = Fator de capacidade da planta, de 90%.



O custo da captura com caldeira, em US\$/tCO<sub>2</sub> evitado, é análogo à Equação 23, porém deve-se somar ao numerador o custo com a eletricidade comprada do *grid*. Esse custo é calculado de acordo com a Equação 24:

$$\text{Custo com eletricidade} = \text{Cons. elet.} \times \text{tCO}_2 \text{ capt} \times \text{Preço elet.} \times 8760 \times \text{FC} \quad (24)$$

Onde:

Cons. elet = Consumo elétrico da planta de captura (MWh/tCO<sub>2</sub> capturado);

CO<sub>2</sub> capt = CO<sub>2</sub> capturado (t/h);

Preço elet = Preço da eletricidade de 165 US\$/MWh;

FC = Fator de capacidade da planta de 90%.

Assim, o custo da captura com a caldeira fica (Equação 25)

$$\text{Custo}_{\text{caldeira}} = \frac{\text{Inv. Capt} + \text{Inv. cald.}}{\text{FA}} + \frac{\text{VOM}_{\text{cald.}} + \text{FOM}_{\text{cald.}} + \text{Custo Elet.}}{\text{CO}_2 \text{ evit cald.} \times 8760 \times \text{FC}} \quad (25)$$

A Tabela 64 resume os custos apenas com a unidade de captura, sem considerar a caldeira ou a cogeração – i.e., as utilidades necessárias à planta de captura. Esses custos são iguais em todas as quatro opções demonstradas na Tabela 63.

Tabela 64 – Custos Relativos à Captura de Carbono por Região Brasileira

Caldeira GN (A)							
Região	Nº Plantas	CO <sub>2</sub> capturado (t/h)	CO <sub>2</sub> pen. <sup>80</sup> (t/h)	Inv. (MUS\$)	VOM cald. (MUS\$/ano)	FOM cald. (MUS\$/ano)	Eletric. <sup>81</sup> (MUS\$/ano)
Norte	7	305,96	72,76	27,796	170,51	14,58	91,54
Nordeste	21	1.186,69	285,84	107,929	646,51	51,65	355,05
Sudeste	38	2.898,54	706,41	263,878	1.546,57	115,36	867,24
Sul	10	857,66	208,63	78,229	440,98	30,33	256,61
Centro-Oeste	9	667,99	162,32	60,852	352,18	25,76	199,86
Total	85	5.916,84	1.435,97	538,683	3.156,75	237,67	1.770,31

Fonte: Elaboração própria

<sup>79</sup> Emissões relativas à penalidade energética.

<sup>80</sup> Custo da eletricidade comparada do *grid*.

Tabela 65 – Custos Relativos à Opção A

Região	Nº Plantas	Inv. Captura <sup>82</sup> (MUS\$)	VOM captura <sup>83</sup> (MUS\$/ano)	FOM captura <sup>84</sup> (MUS\$/ano)
Norte	7	431,95	61,47	15,57
Nordeste	21	1.601,22	217,83	55,51
Sudeste	38	3.747,85	486,52	124,77
Sul	10	1.034,89	127,93	32,98
Centro-Oeste	9	845,57	108,63	27,88
Total	85	7.661,48	1.002,39	256,71

Fonte: Elaboração própria

Tabela 66 – Custos Relativos à Opção B

Caldeira Coque (B)							
Região	Nº Plantas	CO <sub>2</sub> capturado (t/h)	CO <sub>2</sub> pen. (t/h)	Investimento (MUS\$)	VOM caldeira (MUS\$/ano)	FOM caldeira (MUS\$/ano)	Eletric. (MUS\$/ano)
Norte	7	305,96	110,68	98,66	145,43	14,58	91,54
Nordeste	21	1.186,69	434,83	369,13	571,36	51,65	355,05
Sudeste	38	2.898,54	1.074,61	871,87	1.412,03	115,36	867,24
Sul	10	857,66	317,38	239,43	417,03	30,33	256,61
Centro-Oeste	9	667,99	246,93	195,84	324,47	25,76	199,86
Total	85	5.916,84	2.184,42	1.774,92	2.870,32	237,67	1.770,31

Fonte: Elaboração própria

Tabela 67 – Custos Relativos à Opção C

CHP GN (C)						
Região	Nº Plantas	CO <sub>2</sub> capturado (t/h)	CO <sub>2</sub> pen. (t/h)	Investimento (MUS\$)	VOM CHP (MUS\$/ano)	FOM CHP (MUS\$/ano)
Norte	7	305,96	57,83	137,31	152,65	16,71
Nordeste	21	1.186,69	234,29	532,47	587,26	60,50
Sudeste	38	2.898,54	594,44	1.300,36	1.423,84	138,26
Sul	10	857,66	182,37	384,64	415,49	37,12
Centro-Oeste	9	667,99	138,25	299,64	326,63	30,98
Total	85	5.916,84	1.207,17	2.654,43	2.905,86	283,56

Fonte: Elaboração própria

<sup>81</sup> Investimento da captura.

<sup>82</sup> *Variable operationg and maintenances*, isto é, custos variáveis da captura.

<sup>83</sup> *Fixed operationg and maintenances*, isto é, custos fixos da captura.

Tabela 68 – Custos Relativos à Opção D

CHP Coque (D)						
Região	Nº Plantas	CO <sub>2</sub> capturado (t/h)	CO <sub>2</sub> pen. (t/h)	Investimento (MUS\$)	VOM CHP (MUS\$/ano)	FOM CHP (MUS\$/ano)
Norte	7	305,96	87,97	146,92	115,59	16,71
Nordeste	21	1.186,69	356,40	566,36	468,31	60,50
Sudeste	38	2.898,54	904,27	1.375,84	1.188,21	138,26
Sul	10	857,66	277,42	395,50	364,53	37,12
Centro-Oeste	9	667,99	210,31	313,38	276,34	30,98
Total	85	5.916,84	1.836,37	2.798,00	2.412,99	283,56

Fonte: Elaboração própria

A Tabela 70 resume os custos de abatimento para as quatro opções consideradas, os quais incluem custos fixos e variáveis e investimento da captura e das respectivas opções de geração de vapor e/ou eletricidade, assim como o custo da eletricidade comprada do *grid*, no caso das opções de uso da caldeira. Os custos foram calculados com taxa de desconto de 10% a.a., tempo de vida útil de 30 anos, preço de gás natural de 0,46 US\$/m<sup>3</sup> (BEN, 2012), preço de coque de petróleo de 550 US\$/t (BEN, 2012) e preço da eletricidade industrial de 165 US\$/MWh (BEN, 2012). As simulações na ferramenta IECM foram realizadas a partir de teor de 19% v/v de CO<sub>2</sub> no exausto, e a análise elementar do carvão assumida pode ser vista na Tabela 69.

Tabela 69 – Análise Elementar do Carvão Assumido no IECM

Elementos	Unidade (kJ/kg)
Carbono (BM <sup>1</sup> )	71,74
Hidrogênio (BM)	4,62
Oxigênio (BM)	6,09
Cloro (BM)	7,00E-02
Enxofre (BM)	0,64
Nitrogênio (BM)	1,42
Cinzas (BM)	9,79
Umidade (BM)	5,63

(1) Base mássica

Fonte: Dados a partir de IECM

Na simulação, a caldeira a coque aparece como a opção de menor custo para gerar o vapor necessário ao *stripping* na pós-combustão, e a eletricidade seria comprada ao *grid*. Essa opção, para o Brasil, é a mais viável economicamente, pois o fator de emissão do *grid* é menor do que em países da Europa, já que a maior parte da eletricidade é proveniente de hidrelétricas.

Salvo para o exemplo que contabilizou custos de captura e cogeração em sua análise econômica (BARKER et al., 2009), os custos das opções A, B, C, D são maiores do que os encontrados na literatura científica (Tabela 60). No entanto, neste estudo, as simulações foram definidas para cada bloco

do sistema de captura, incluindo o sistema de utilidades (caldeira ou cogeração) para lidar com as penalidades energéticas da captura. Logo, os custos calculados neste trabalho são mais reais, robustos e desagregados, incluindo custo de capital, custos fixos e variáveis da captura e da caldeira ou cogeração, além do custo da eletricidade comprada do *grid*, no caso da caldeira. Os valores finais obtidos, entre 99 e 166 US\$/tCO<sub>2</sub>, conforme a alternativa simulada, se coadunam com os valores de Barker et al. (2009), em torno de 150 US\$/tCO<sub>2</sub>.

Tabela 70 – Custo Total Relativo às Opções A, B, C e D

Custo (US\$/tCO <sub>2</sub> evitado)				
Região	Caldeira a Gás Natural	Caldeira a coque	CHP coque	CHP Gás Natural
Norte	117,44	166,34	99,02	157,36
Nordeste	116,41	164,41	101,05	158,09
Sudeste	115,47	162,66	102,94	158,80
Sul	113,35	158,99	104,00	157,72
Centro-Oeste	114,71	161,37	103,02	158,16

Fonte: Elaboração própria

Segundo Parsons (2002), o *footprint* para a captura em uma termelétrica corresponde a 94 m<sup>2</sup>/MW. Por sua vez, conforme IEA/GHG (2008), uma área de 8.200 m<sup>2</sup> é necessária para uma planta de cimento com produção de 1 Mt/ano. A Tabela 71 apresenta o *footprint* estimado para a planta de captura (incluindo as utilidades) em cimenteiras brasileiras.

Tabela 71 – Footprint de Sistemas de Captura em Plantas Cimenteiras por Região

Região	Município	Empresa	Footprint (m <sup>2</sup> )
Norte	Porto Velho	Votorantim	4.957
Nordeste	Fronteiras	João Santos	5.112
Centro-Oeste	Sobradinho	Ciplan	23.372
Sudeste	Volta Redonda	Votorantim	4.938
Sul	Rio Branco do Sul	Votorantim	41.009

Fonte: Elaboração própria a partir de IEA/GHG, 2008; PARSONS, 2002

### 6.1.7 CRITICIDADE DA ÁGUA

Realizou-se também uma análise preliminar da relação demanda/disponibilidade da água com o intuito de localizar as regiões que necessitariam de melhor gerenciamento da água, insumo necessário ao processo de captura de carbono, segundo a rota aqui avaliada.

Seguiu-se a metodologia apresentada em ANA (2005), que considera dois critérios:

- Relação entre a vazão retirada e a vazão média, que é adotada pelo European Environment Agency e pelas Nações Unidas, com as seguintes classificações apresentadas na Tabela 72:

Tabela 72 – Classificação dos Índices de Retirada de Água<sup>84</sup>

Variação	Criticidade
< 5%	Excelente
A 10%	Confortável
10 a 20%	Preocupante
A 40%	Crítica
> 40%	Muito crítica

Fonte: ANA, 2005

- Relação entre a vazão de retirada e a disponibilidade hídrica, que reflete a situação da utilização dos recursos hídricos na bacia hidrográfica. Considera as mesmas variações relacionadas no primeiro critério. Esse critério é mais realista e considera vazão com 95% de garantia do tempo adicionada da disponibilidade anual em lagos e reservatórios e das vazões regularizadas.

Os cadernos das bacias hidrográficas disponibilizadas pelo MMA (2005a, b, c, d, e, f, g, h, i, j, l) apresentam a variação apresentada na Tabela 72 para cada bacia e sub-bacia hidrográfica. Para as 85 cimenteiras brasileiras, localizaram-se suas respectivas sub-bacias e variações, classificando-as quanto à sua criticidade em relação à demanda de água. O resultado pode ser visto na Figura 73.

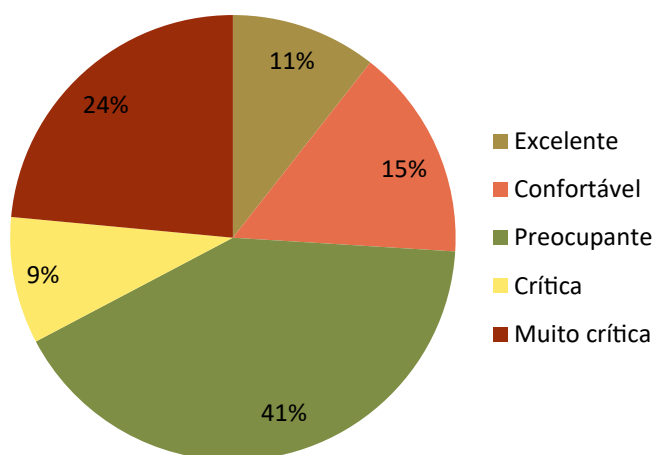


Figura 73 – Criticidade da Água segundo Capacidade Produtiva de Cimenteiras Brasileiras

Fonte: Elaboração própria

Como se nota, parcela relevante das plantas de cimento do Brasil já se encontra em áreas críticas para disponibilidade de água. De fato, apenas 26% das plantas cimenteiras estariam em situação confortável/excelente quanto a esse quesito. Como destacaram Hoffmann et al. (2014) e Merschmann et al. (2013), essa questão pode ser crítica para o caso de sistemas de captura baseados em absorção química com aminas. No limite, poder-se-ia assumir, nesse caso, conservadoramente, que, quanto à disponibilidade hídrica, apenas plantas em condição excelente, confortável ou, pelo menos, preocupante estariam aptas a instalar a captura de carbono com aminas. Isso representa cerca de 67% das plantas, o que levaria a que o potencial de captura antes estimado em 5.917 tCO<sub>2</sub>/h se reduzisse para 3.964 tCO<sub>2</sub>/h.

<sup>84</sup> Razão entre a retirada total anual e a vazão média de longo período.

## 6.2 CAPTURA DE CARBONO NO SETOR DE SIDERURGIA

Duas principais rotas tecnológicas compõem os processos de produção de aço: unidades industriais integradas e semi-integradas. A primeira inclui a fase de redução, refino e laminação e utiliza alto-forno (*blast furnace*) e conversores a oxigênio (*basic oxygen furnace*), onde o aço é feito diretamente a partir de materiais brutos. Na maior parte dessas unidades industriais, o coque de carvão metalúrgico é utilizado como elemento redutor, resultando em ferro-gusa, que é transformando em aço líquido na aciaria. Quanto às usinas semi-integradas, são mais compactas, usualmente chamadas de *minimills* (CGEE, 2010). Elas só incluem a fase de refino e laminação, e o aço é obtido a partir da fusão de metálicos como sucata, gusa e/ou ferro esponja, refinado e, em menor intensidade, o ferro diretamente reduzido (DRI)<sup>85</sup> (CGEE, 2010) em fornos de arco elétrico (IAB, 2013a; UBIETO, 2012; BIRAT et al., 2010). As usinas com forno de arco elétrico (EAF)<sup>86</sup> produzem aço também a partir de sucata reciclada. Esse forno consiste de uma carcaça coberta com três eletrodos de grafite responsáveis por formar um arco elétrico que fornece calor para o derretimento da sucata. A sucata derretida se transforma, imediatamente, em aço bruto novo (UBIETO, 2012).

A primeira fase da produção siderúrgica consiste na preparação dos materiais como minério de ferro e carvão. Para dar uma conformação adequada à carga metálica que alimenta o forno, há a aglomeração do minério por meio de sinterização e pelotização. A sinterização transforma o minério fino em sinter para posterior adição no alto-forno junto com o carvão mineral ou vegetal, além de insumos como calcário e/ou dolomita, o quartzito e o minério de manganês (MME, 2009). Na pelotização, a força capilar do conjunto material-água promove a união dos finos de minério e a separação dos resíduos sólidos (IAB, 2013a).

Por sua vez, o carvão é transformado em coque metalúrgico nas coqueiras em fornos de coqueificação a elevadas temperaturas, superiores a 1.000°C, e na ausência de ar para evitar a combustão do carvão mineral. Além do coque, há a formação do gás de coqueira, utilizado como combustível para aquecimento na própria coqueira e, parcialmente, no alto-forno e nos fornos de aquecimento (EPE, 2009).

A segunda fase consiste na redução, que é a separação do ferro do minério usando-se três alternativas: alto-forno, redução direta e fusão redutora. A primeira alternativa representa 75% do aço bruto produzido no Brasil (IAB, 2013b) e é geralmente alimentada com uma carga metálica composta por granulados, sinter, pelotas e sucata de ferro. A carga segue para o alto-forno, que utiliza dois tipos de agentes redutores: coque de carvão mineral ou carvão vegetal (EPE, 2009).

A terceira fase é de refino, realizada nas aciarias, onde é produzido o aço. Seu principal objetivo é modificar a composição química do metal para ajustá-lo à composição desejada para o aço. Os dois principais tipos de aciaria são o conversor a oxigênio, no caso da rota integrada, e o forno elétrico a arco, no caso da rota semi-integrada, mediante reações químicas endotérmicas que utilizam o calor imanescente do gusa líquido ou energia elétrica (EPE, 2009).

---

85 *Direct reduced iron.*

86 *Electric arc furnace.*

O lingotamento pode ser convencional ou contínuo. No primeiro, o aço líquido é vazado nas lingoteiras e é resfriado tomando forma de lingotes que depois passam por fornos de reaquecimento que os preparam para a laminação. O segundo é um processo de solidificação que produz os semiacabados (placas, blocos ou tarugos) a partir do aço líquido. O aço sai da aciaria diretamente para uma primeira fase de laminação, dispensando os fornos de reaquecimento (EPE, 2009).

A laminação consiste em submeter o aço a tratamentos físicos e químicos, visando conformá-los mecanicamente às necessidades de suas aplicações. São produzidas chapas grossas, finas, bobinas, vergalhões, tarugos, arames, perfilados, barras, fios etc. O aço pode ainda receber tratamento de galvanização com a finalidade de revestir a superfície da bobina laminada a frio com uma fina camada de zinco para aumentar a resistência à corrosão (EPE, 2009).

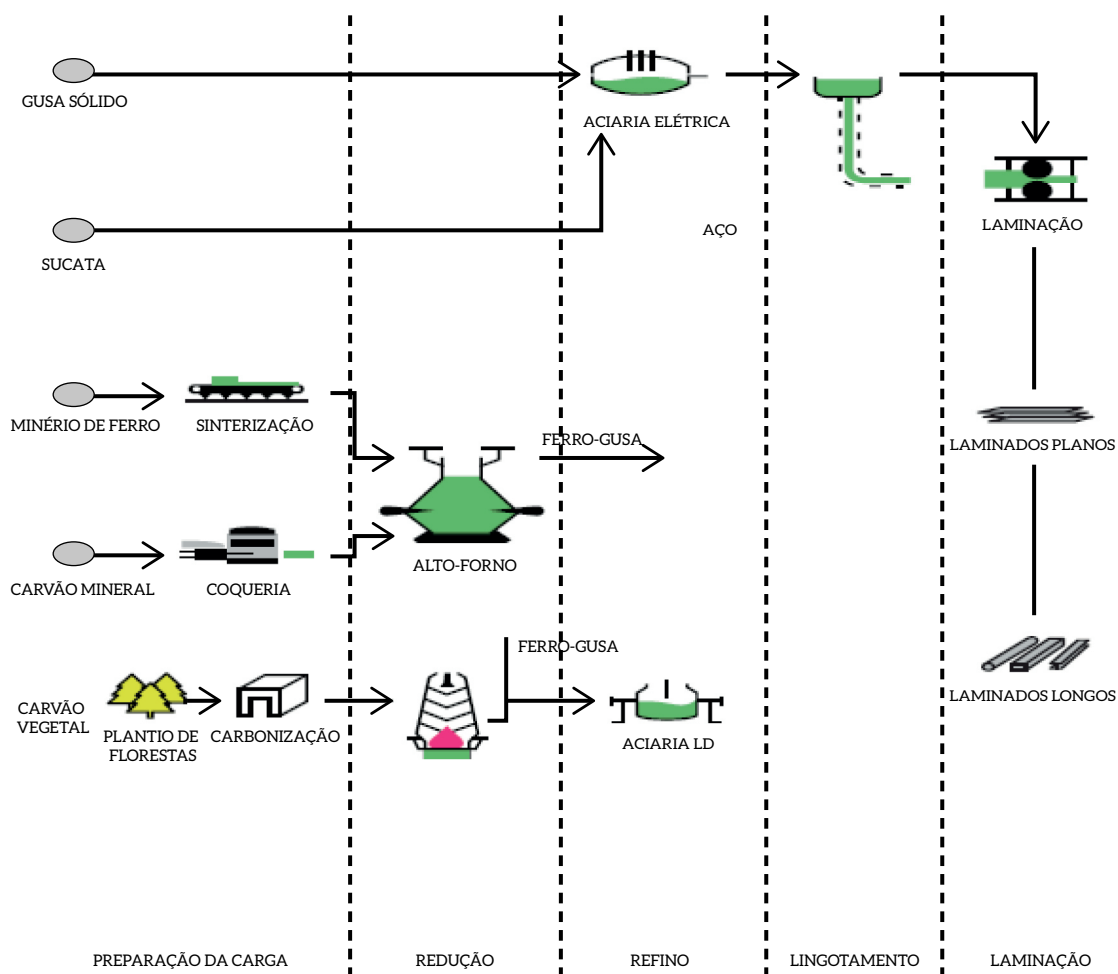


Figura 74 – Esquema do Processo Produtivo de Ferro-gusa e Aço

Fonte: IAB, 2013a

A seguir, serão listados os tipos de processos de produção de aço e suas respectivas possibilidades de implementação de captura de carbono. Apesar de alguns processos, como *smelting reduction*, Corex, Finex e HIsarna, ainda não serem aplicados no Brasil, serão citados, tendo em vista sua possível aplicação no futuro.

## 6.2.1 ALTO-FORNO CONVENCIONAL

Essa rota baseada no BF<sup>87</sup>-OBF<sup>88</sup> é a rota convencional para produção de aço, representando 70% de sua produção mundial em 2010 (IEA, 2012). Seu processo básico já foi explicado no item 6.2. Nesse processo, as emissões do alto-forno propriamente dito representam 69% das emissões totais (ORTH et al., 2006) e a captura pode ser aplicada sem a necessidade de modificações do forno, possibilitando o *retrofitting*.

A corrente do BF tem normalmente uma concentração de CO<sub>2</sub> entre 17% e 25% v/v, CO entre 20% e 28% v/v, H<sub>2</sub> entre 1% e 5% v/v, N<sub>2</sub> entre 50% e 55% v/v (KURAMOCHI et al., 2012). Para a captura, pode ser aplicada absorção física, química, adsorção física (PSA<sup>89</sup> ou VPSA<sup>90</sup>) ou destilação criogênica (BIRAT, 2010). Apesar de PSA e VPSA necessitarem de menos energia (Tabela 73), estas produzem gases com concentração de CO<sub>2</sub> de 80% e 88%, respectivamente, demandando tratamento adicional para remover impurezas, o que aumenta o uso da energia e custos (UNIDO, 2010).

Tabela 73 – Comparação entre as Tecnologias Maduras de Captura de CO<sub>2</sub> na Indústria Siderúrgica

INPUT GAS						
CO	%vol (dry)					45
CO <sub>2</sub>	%vol (dry)					37
N <sub>2</sub>	%vol (dry)					10
H <sub>2</sub>	%vol (dry)					8

		PSA	VPSA	VPSA + compression and cryogenic flash	Amines + compression	PSA + cryogenic distillation + compression
<b>Recycled gas (Process gas)</b>						
CO yield	%	88,0	90,4	97,3	99,9	100
CO	%vol	71,4	68,2	68,9	67,8	69,5
CO <sub>2</sub>	%vol	2,7	3,0	3,0	2,9	2,7
N <sub>2</sub>	%vol	13,5	15,7	15,6	15,1	15,4
H <sub>2</sub>	%vol	12,4	13,0	12,6	12,1	12,4
H <sub>2</sub> O	%vol	0	0	0	2,1	0
<b>CO<sub>2</sub>-rich gas captured</b>						
CO	%vol (dry)	12,1	10,7	3,3	0	0
CO <sub>2</sub>	%vol (dry)	79,7	87,2	96,3	100	100
N <sub>2</sub>	%vol (dry)	5,8	1,6	0,3	0	0
H <sub>2</sub>	%vol (dry)	2,5	0,6	0,1	0	0
Suitable for transport and storage ?		No	No	Yes ?	Yes	Yes
<b>CCS process</b>						
Electricity consumption	kWh/t CO <sub>2</sub>	100	105	292	170	310
Capture process	kWh/t CO <sub>2</sub>	100	105	160	55	195
Compression for storage (110 bar)	kWh/t CO <sub>2</sub>	-	-	132	115	115
LP steam consumption	GJ/t CO <sub>2</sub>	0	0	0	3,2	0
Total energy consumption	GJ/t CO <sub>2</sub>	0,36	0,38	1,05	3,91	1,12

**Nota:** A tabela menor apresenta a composição do gás de entrada no caso TGRBF (ver item 6.2.2)

Fonte: BIRAT, 2010

Segundo Kuramochi et al. (2012), após a remoção de impurezas, os gases do alto-forno fluem através de turbinas para recuperar energia mecânica na turbina de topo antes de serem usados como combustível. O CO<sub>2</sub>, nesse caso, pode ser capturado diretamente do gás de alto-forno por absorção química, o que resulta numa captura menor que 50%, ou após a conversão do CO a CO<sub>2</sub> por combustão ou reação de *shift*,<sup>91</sup> o que leva a maiores taxas de captura e diminui a penalidade energética (HO et al., 2011). O fluxograma proposto por Kuramochi et al. (2012) pode ser visto na Figura 75.

87 Blast furnace.

88 Basic oxygen furnace.

89 Pressure swing adsorption.

90 Vacuum pressure swing adsorption.

91 A reação de *shift* consiste em reagir CO com água, formando CO<sub>2</sub> e hidrogênio.



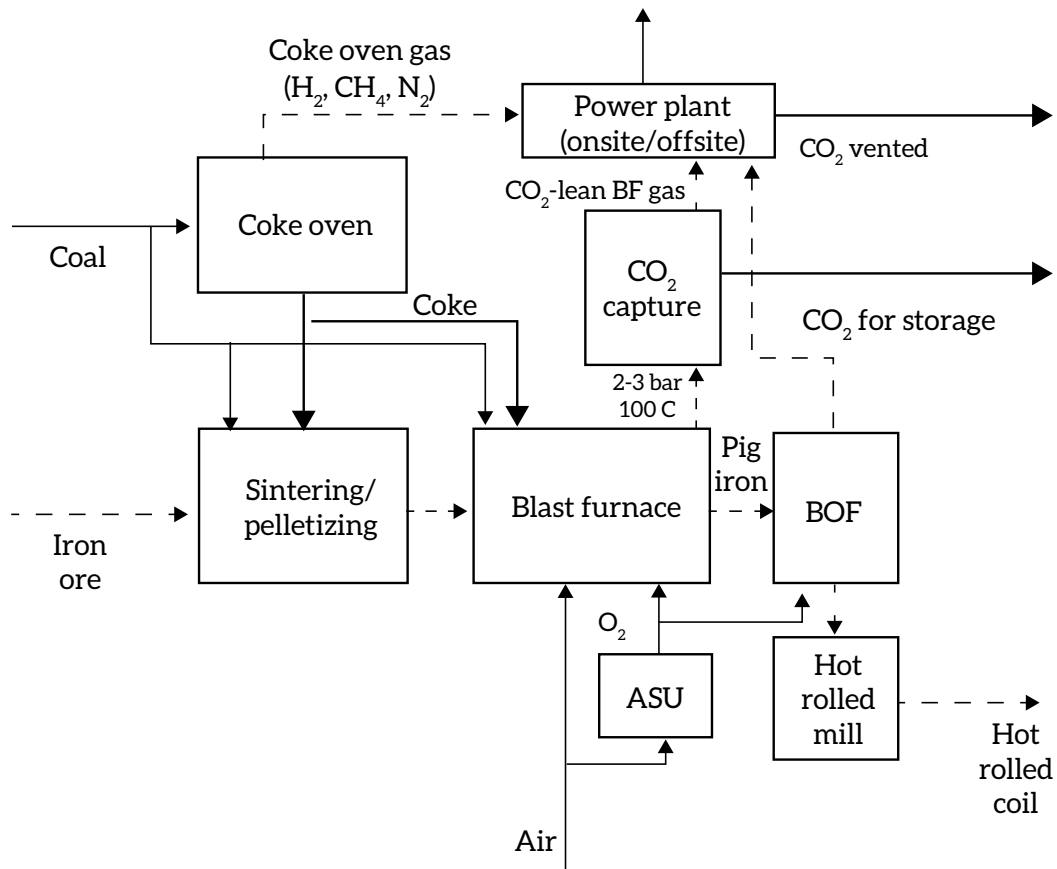


Figura 75 – Fluxograma da Captura Aplicada ao Alto-forno Convencional

Fonte: Elaboração própria a partir de KURAMOCHI et al., 2012

Ho et al. (2011) analisam o processo da reação de *shift* na corrente seguida por uma absorção física usando Selexol. A conversão do CO é considerada usando 50% de excesso de água. Assim como em Gielen (2003), o H<sub>2</sub> é usado para gerar eletricidade. Assumiu-se que a eletricidade gerada pelo H<sub>2</sub> compensa 0,28 GJ/tCO<sub>2</sub> capturado. O custo de capital para a turbina a hidrogênio foi estimado entre US\$ 170/kW e US\$ 225/kW.

Arasto et al. (2013) também analisam a viabilidade técnica e econômica de aplicar captura de carbono em uma usina siderúrgica integrada baseada em processo de alto-forno. Com a pós-combustão, o CO<sub>2</sub> é capturado a partir do alto-forno e do forno de pré-aquecimento.<sup>92</sup> Esses processos representam 60% das emissões da usina. A vazão da corrente de CO<sub>2</sub> decorrente dos gases do alto-forno e do forno de pré-aquecimento é de 103 kg/s e uma taxa de 90% de captura foi considerada.

<sup>92</sup> O calor produzido pela combustão no BF é estocada na câmara do forno de preaquecimento, onde ar frio é soprado para produzir ar pré-aquecido para o forno. O forno de preaquecimento funciona como um trocador de calor (ARASTO et al., 2013).

O modelo proposto por Arasto et al. (2013) considerou três solventes para a absorção química: MEA 30% v/v, AAS<sup>93</sup> da Siemens, e um solvente hipotético que seria capaz de regenerar a uma temperatura significativamente menor do que o MEA 30% v/v. O primeiro solvente foi escolhido como *baseline* para permitir comparação do resultado com os outros estudos realizados. Também foi considerado como uma implementação de curto prazo. O segundo foi considerado para representar um solvente avançado, com baixa energia de regeneração e propriedades avançadas se comparada ao MEA 30% v/v. E o último é o resultado do desenvolvimento de um solvente com o objetivo de reduzir ainda mais a temperatura de regeneração.<sup>94</sup> As propriedades do solvente foram estimadas a partir de Zahng et al. (2010).

A captura na pós-combustão aplicada ao processo siderúrgico de Arasto et al. (2013) pode ser vista na Figura 76. Os fornos de preaquecimento são abastecidos com gás de alto-forno e uma termelétrica é conectada ao processo. Esta utiliza uma mistura de gases contendo gás de alto-forno, gás de coqueria e gás de conversor. Todos esses gases se originam de fontes fósseis, principalmente carvão. A integração de calor é importante para o processo, pois há grande necessidade de calor na regeneração do solvente. A produção de aço, o consumo de vapor, a quantidade de calor fornecido à planta e à cidade ao redor (Raahe, Finlândia) permanecem constantes quando a captura é aplicada. A eletricidade comprada do *grid* varia dependendo da produção da termelétrica. O CO<sub>2</sub> é liberado nos gases de combustão da termelétrica e dos fornos de reaquecimento ou é enviado a um armazenamento subterrâneo permanente.

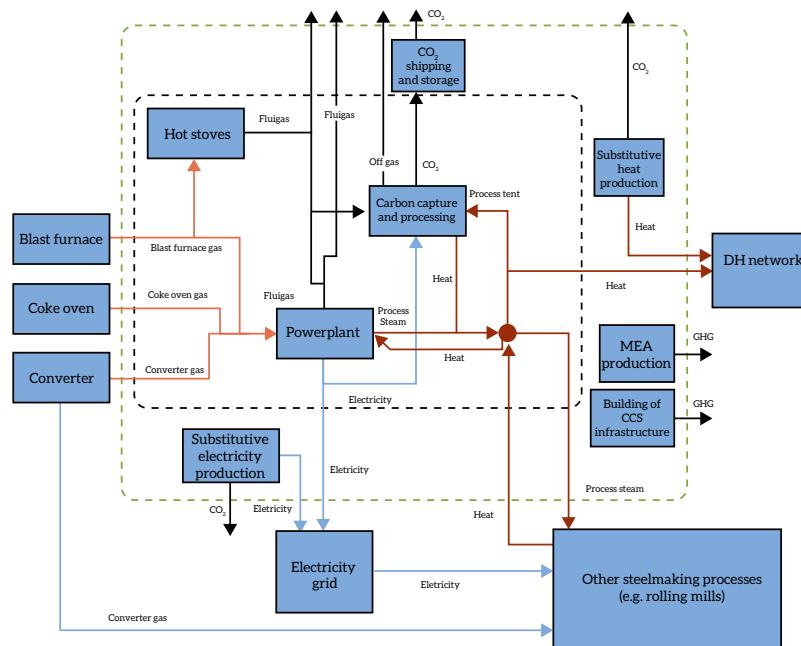


Figura 76 – Fluxograma da Planta Siderúrgica com a Aplicação da Rota de Pós-combustão

Fonte: Elaboração própria a partir de ARASTO et al., 2013

93 Amino acid salt.

94 Trata-se de um caso ainda inexistente, sendo uma perspectiva de inovação.

Rhee et al. (2011) analisam a absorção química através da amônia para capturar o CO<sub>2</sub> proveniente do alto-forno. A amônia tem vantagens sobre a MEA como capacidade de absorção, corrosão, degradação do absorvente, custo e energia consumida durante a regeneração, mas também apresenta risco de vazamento (NH<sub>3</sub> slip). Suas características podem ser vistas na Tabela 74. Neste estudo, foi utilizada uma planta-piloto no Posco (Pohang Iron and Steel Company), localizada na Coreia do Sul, onde a concentração de amônia variou entre 400 e 700 kg/h e entre 5% e 9% (base mássica), respectivamente. A vazão do gás de alimentação (gás do alto-forno) foi fixada em 50 Nm<sup>3</sup>/h. Nesse experimento, obteve-se taxa de captura de 90%.

Tabela 74 – Comparação da Captura Baseada em Amina e Amônia<sup>1</sup>

Características	Aminas	Amônia
Absorção CO <sub>2</sub>	1	~2,40
Energia regeneração	1	~0,30
Custo	1	~0,17
Perdas do absorvente	1	~2,50
Corrosão	Alta	Pequena
Influência impurezas	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Formação de sal estável</li> <li>- Regeneração de sal estável pelo reclaimer</li> <li>- Absorção a pressão ambiente</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Possibilidade de utilização como fertilizante de sulfato de amônio</li> <li>- Absorção a pressão ambiente</li> </ul>
Condições operação	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Absorção: ~50°C</li> <li>- Regeneração: 110~130°C</li> <li>- Necessita de agente anticorrosivo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Absorção: ~40°C</li> <li>- Regeneração: 80~90°C</li> <li>- Formação de sal durante operação</li> </ul>
Técnicas	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta energia de regeneração</li> <li>- Formação de sal durante operação</li> <li>- Degradação térmica</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta volatilidade</li> <li>- Utilização de energia residual</li> </ul>
P&D status	Comercialização	Planta-piloto

(1) Os números estão normalizados pela amina.

Fonte: RHEE et al., 2011

Wiley et al. (2011) analisam a viabilidade de implementação da absorção química com MEA, assumindo uma taxa de captura de 85% e uma compressão de CO<sub>2</sub> de 100 bar, em uma usina integrada convencional com alto-forno e uma usina com arco elétrico. Os cálculos foram obtidos a partir de um modelo técnico-econômico desenvolvido pela University of New South Wales. Assumiu-se que a energia requerida para a captura (vapor para a regeneração do solvente e eletricidade para compressão e bombeamento) é fornecida por uma unidade de cogeração a gás natural. O preço da energia

foi considerado de A\$<sup>95</sup>100/MWh e o custo do gás natural assumido foi de A\$ 3,5/GJ. A captura foi aplicada na termelétrica, coqueria, fornos, assim como na fase de sinterização para a usina integrada e no forno de arco elétrico para a EAF. Estas representam as fontes com melhor potencial para aplicação de captura, já que o custo depende da quantidade de CO<sub>2</sub> evitada, que resulta do volume e da concentração de cada corrente de emissão. A Tabela 75 apresenta emissões, vazão, pressão, temperatura e composição de cada fonte.

Tabela 75 – Características das Fontes de Emissão de CO<sub>2</sub> de uma Planta Integrada e uma EAF

	Usina Integrada					EAF
	UTE	Coqueria	BF	Sinterização	BFG	EAF <i>off gas</i>
Emissão CO <sub>2</sub> (Mtpa)	3,69	1,73	1,94	1,67	2,61	0,11
Vazão (Nm <sup>3</sup> /s)	400,00	132,00	14,00	337,00	240,00	6,00
Pressão (kPa)	101,30	101,30	101,30	101,30	101,30	101,30
Temperatura (°C)	300,00	100,00	300,00	100,00	373,00	300,00
N <sub>2</sub> (%v/v)	68,00	67,00	68,00	70,00	50,00	56,00
H <sub>2</sub> O (%v/v)	8,00	5,00	10,00	21,00	5,00	1,00
CO <sub>2</sub> (%v/v)	23,00	27,00	21,00	8,00	-	40,00
O <sub>2</sub> (%v/v)	1,00	1,00	1,00	-	22,00	3,00
CO (%v/v)	-	-	-	1,00	20,00	-
H <sub>2</sub> (%v/v)	-	-	-	-	5,00	-

Fonte: Elaboração própria a partir de WILEY et al., 2011

Ainda segundo Wiley et al. (2011), a fonte de emissões com o melhor potencial para a captura é a termelétrica, com custo de A\$ 77/tCO<sub>2</sub> evitado, que poderia capturar de 36% a 40% das emissões totais de uma planta integrada convencional. O custo para a captura na coqueria foi estimado em A\$ 84/tCO<sub>2</sub> evitado. Esse alto custo se justifica pelos pequenos volumes de gás quando comparado com a termelétrica, o que reduz a quantidade de CO<sub>2</sub> evitado. Para o alto-forno, responsável por 60% do CO<sub>2</sub> emitido, foi estimado um custo de A\$ 71/tCO<sub>2</sub> evitado e, para a captura na sinterização, foi estimado custo de A\$ 100/tCO<sub>2</sub> evitado. Para a aplicação no forno de arco elétrico, o custo foi de A\$ 250/tCO<sub>2</sub> evitado, sendo desconsiderada como opção viável. Para mais detalhes, ver seção 6.2.5.

95 Dólar australiano.

## 6.2.2 TOP GAS RECYCLING BLAST FURNACE

Esse tipo de processo substitui o alto-forno (BF) convencional, que utiliza ar para a queima, pelo *oxygen blast furnace* (OBF ou TGRBF), que utiliza oxigênio para a queima, o que faz com que o gás de topo se concentre mais em  $\text{CO}_2$ , permitindo uma captura mais eficiente (HOOEY et al., 2013; YANMAZ, 2012). A seguir, há o *stripping* do  $\text{CO}_2$  do gás de topo, resultando em uma corrente rica de CO que pode ser reinjetada no BF, reduzindo seu consumo de coque em até 30% (HOOEY et al., 2013; KURAMOCHI, 2011). Essa tecnologia pode ser implementada em altos-fornos convencionais, apesar de gerar grandes mudanças no forno, isto é, permite o *retrofitting* (KURAMOCHI, 2011).

Essa tecnologia tem sido estudada para comercialização no programa Ulcos (European Ultra Low  $\text{CO}_2$  Steelmaking) e já foi testada experimentalmente no alto-forno experimental (EBF)<sup>96</sup> em Luleå, Suécia. O EBF foi modificado, e uma planta de separação de gás baseada na tecnologia VPSA foi construída próximo ao EBF (EUROPEAN COMMISSION, 2014). Os testes indicaram que é possível uma economia de  $\text{CO}_2$  de 24% e, com a aplicação do CCS, é possível capturar 60% das emissões (EUROPEAN COMMISSION, 2014).

TGRBF visa reduzir significativamente as emissões de  $\text{CO}_2$  e o consumo de coque, já que CO e  $\text{H}_2$ , agentes redutores do gás de topo, são reciclados e reinjetados no BF após a remoção do  $\text{CO}_2$ , o que reduz a demanda por energia e redutores no BF (EUROPEAN COMMISSION, 2014; HOOEY et al., 2013). O gás de topo contém pouco nitrogênio (a queima é feita com oxigênio em vez de ar), CO (40 a 50% v/v) e  $\text{CO}_2$  (35% v/v), permitindo sua utilização como agente redutor após a captura do  $\text{CO}_2$  (HOOEY et al., 2013).

Hooey et al. (2013) fazem as seguintes proposições para a avaliação do novo cenário que consiste na troca do BF pelo TGRBF:

- Absorção química usando MDEA (40%v/v)/piperazina (10% v/v);
- Termelétrica de ciclo a vapor é substituída por uma NGCC que utiliza gases de processo e gás natural para produção de vapor;
- Produção de oxigênio com alta pureza para os conversores a oxigênio (*basic oxygen furnace* – BOF) e de baixa pureza para o TGRBF;
- Coqueria redimensionada para equilibrar a demanda.

Essa tecnologia foi projetada para reduzir o uso do carbono pelo reciclo do CO para o BF, para ser usado como redutor, em vez de exportá-lo como combustível. Para isso, o  $\text{CO}_2$  é removido do gás de topo e este é reinjetado no BF junto com oxigênio. A quantidade de energia demandada para a captura é de 2,35 GJ/t $\text{CO}_2$  para o vapor e de 166 kWh/t $\text{CO}_2$  para a eletricidade. O fluxograma proposto por Hooey et al. (2013) pode ser visto na Figura 77.

A Tabela 76 mostra as emissões de  $\text{CO}_2$  no cenário de referência e no cenário com a captura usando MDEZ/piperazina.

---

96 Experimental blast furnace.

Tabela 76 – Emissões de CO<sub>2</sub> Antes e Após a Captura

Fonte	Referência (kg/t HRC)	Captura (kg/t HRC)
Sinterização	289	266
Coqueria	194	125
Planta de cal	72	71
BF <i>hot stoves</i>	415	443
BF-BFG	20	0
Dessulfurização	8	9
BOF	51	51
Forno de reaquecimento	58	58
UTE	982	211
Caldeira a vapor	-	280
Fundição	1	1
Auxiliar	4	4
CO <sub>2</sub> capturado	-	860
CO <sub>2</sub> produzido	2.094	1.979
CO <sub>2</sub> emitido	2.094	1.119
CO <sub>2</sub> evitado	0	975

Fonte: Elaboração própria a partir de HOOEY et al., 2013

Os resultados de Hooey et al. (2013) indicam que é possível evitar 50% da emissão de CO<sub>2</sub> a partir da tecnologia apresentada com custos de 46 US\$/tCO<sub>2</sub> evitado. Esse valor mostra-se otimista, visto que esta é uma tecnologia ainda em fase experimental e o estudo European Commission (2014) ainda não apresenta valores de custos. Contudo, esse custo é sensível aos preços do gás natural, carvão, custo de investimento e taxa de desconto. Fixando uma taxa de desconto de 10% a.a. e ajustando para +/- 50% a diferença do investimento de capital e preços do gás natural e carvão, o custo do CO<sub>2</sub> evitado fica entre 14 e 99 US\$/tCO<sub>2</sub>.

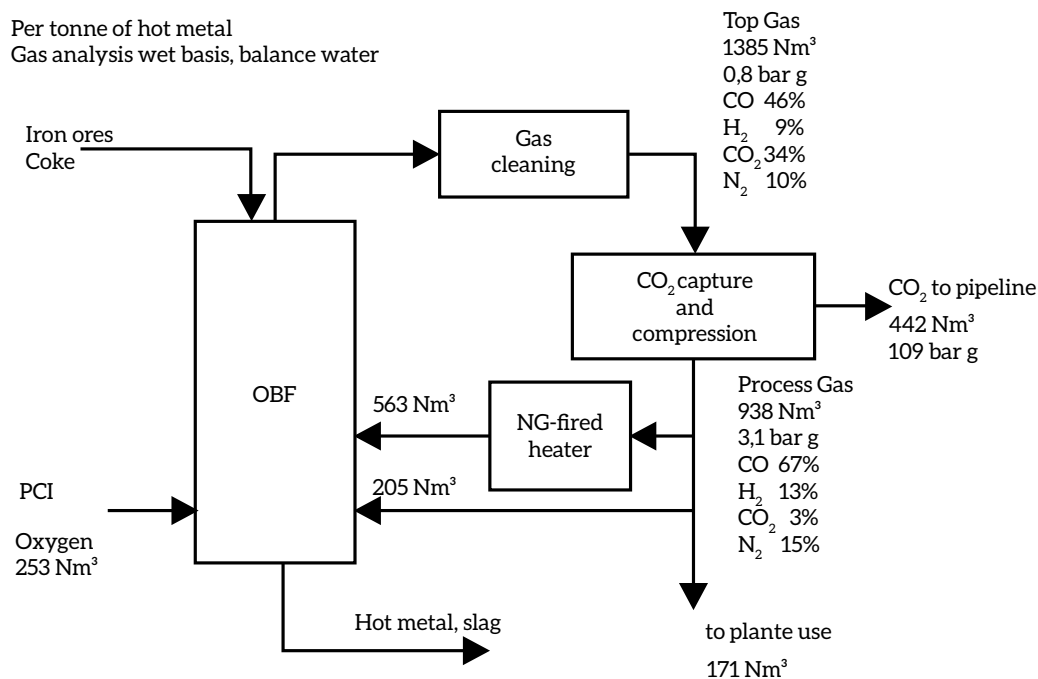


Figura 77 – Fluxograma do TGRBF

Fonte: Elaboração própria a partir de HOOEY et al., 2013

Para essa tecnologia, a captura de CO<sub>2</sub> pode ser feita por MEA ou VPSA, e uma planta-piloto para cada captura foi testada (KURAMOCHI et al., 2011). Os resultados dessas plantas-piloto indicam que as emissões foram reduzidas em 76%, comparadas com o BF convencional. Contudo, na prática, a redução das emissões será menor, pois a exportação do gás do BF precisa ser compensada e grande quantidade de eletricidade é necessária para produzir oxigênio de alta pureza (KURAMOCHI et al., 2011).

### 6.2.3 SMELTING REDUCTION

Esse processo consiste na redução do minério de ferro sem a necessidade do coque. O óxido de ferro é reduzido no estado líquido, o que torna a reação mais rápida (YANMAZ et al., 2012). A captura de CO<sub>2</sub> aplicada a esse processo é considerada mais custo-efetiva do que à aplicada ao alto-forno devido à sua maior concentração de CO<sub>2</sub> (25% a 35% v/v). A remoção do CO<sub>2</sub> pode ser feita a partir do processo Corex ou Finex. O Corex emprega duas unidades: na primeira, o minério de ferro é aquecido e reduzido pelos gases que saem da segunda unidade, que é um *smelter*, alimentado com carvão e oxigênio. O minério parcialmente reduzido é então fundido no *smelter* e o ferro líquido é produzido. O produto do *smelting reduction* é similar ao ferro-gusa, que deve ser refinado em outro reator para se obter o aço (LIU; GALLAGHER, 2010). O processo Finex é similar ao Corex, com a diferença de que o primeiro permite o uso do minério de ferro na forma de sinter. A captura aplicada a esse processo pode ser vista na Figura 78.

Ho et al. (2011) analisam a captura no processo Corex, por absorção física usando Selexol, precedida da reação de *shift*. As características da captura são as mesmas aplicadas ao processo BF (item 6.2.1), porém a conversão de CO a CO<sub>2</sub> para o Corex apresenta mais vantagem do que para o BF devido à maior concentração inicial de CO nos gases de combustão do Corex. Tal fato reduz o tamanho do reator *shift* e gera mais CO<sub>2</sub> por unidade de gás alimentada, logo, sua quantidade evitada é também maior.

A captura de CO<sub>2</sub> a partir do processo de *smelting reduction* já está em operação em escala comercial na siderurgia de Saldanha, na África do Sul (KURAMOCHI et al., 2011). O CO<sub>2</sub> é capturado por VPSA depois de ser usado como gás redutor para a produção de DRI. Quando o gás do Corex é usado para geração elétrica, Lampere et al. (2010) sugerem que a penalidade energética para a captura usando absorção física é marginal, pois o gás já deve ser comprimido para a combustão na termelétrica.

Kuramochi et al. (2012) sugerem um fluxograma para o processo Corex na Figura 78.

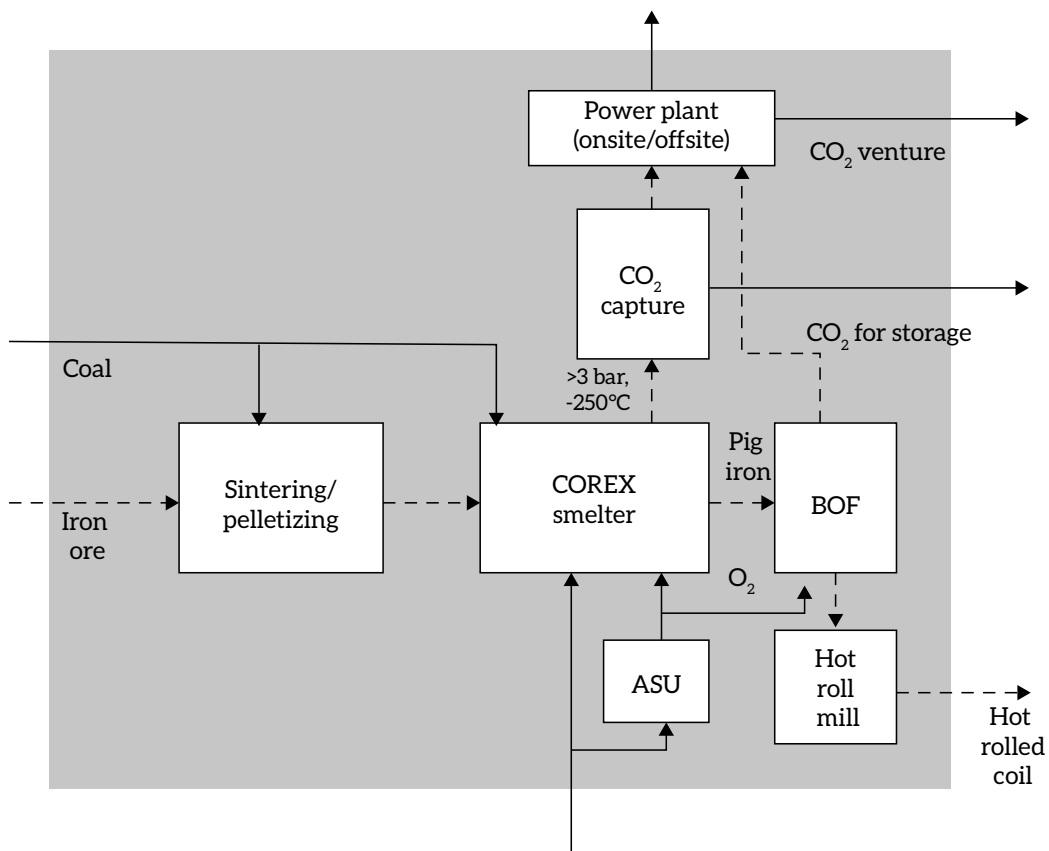


Figura 78 – Fluxograma da Captura Aplicada à Tecnologia Corex

Fonte: Elaboração própria a partir de KURAMOCHI et al., 2012



#### 6.2.4 DIRECT REDUCED IRON (DRI)

Esse processo consiste na conversão do minério de ferro em aço com o uso de um gás redutor. Normalmente, o gás natural é utilizado. É convertido em  $H_2$ ,  $CO$  e  $CO_2$  (YANMAZ, 2012; UNIDO, 2010). A captura de  $CO_2$  já é aplicada no processo DRI com o objetivo de melhorar a qualidade do gás de combustão, no entanto o  $CO_2$  capturado é normalmente ventilado (KURAMOCHI, 2012; UNIDO, 2010). Para países com oferta de gás limitada, o carvão é utilizado para produzir gases redutores (YANMAZ, 2012; UNIDO, 2010).

O fluxograma da captura aplicada ao processo DRI está representado na Figura 79.

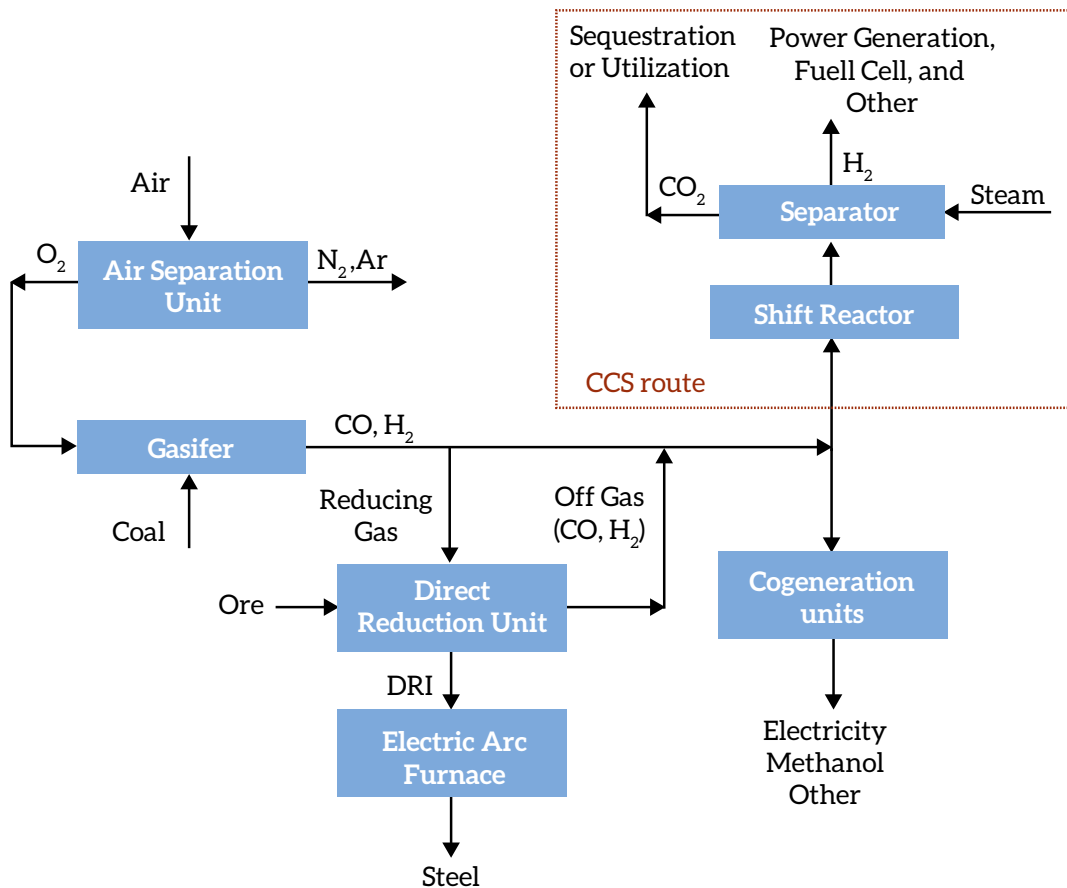


Fig. 15. Schematic view of P-DR.

Figura 79 - Fluxograma do Processo DRI

Fonte: Elaboração própria a partir de LIU; GALLAGHER, 2010

## 6.2.5 PROCESSO HISARNA

Esse processo é um tipo de *smelting reduction* que usa oxigênio puro e gera *off gases* praticamente prontos para estocagem. É uma combinação de um ciclone e um *smelter* denominado HIsarna (IEA, 2011; UNIDO, 2010). A captura aplicada a esse processo pode ser PSA ou VPSA e permite a remoção de aproximadamente 80% do CO<sub>2</sub> oriundo da produção do aço líquido (IEA, 2011; UNIDO, 2010). Esse processo não necessita da produção de ferro-gusa no BF antes da produção do aço, o que já reduz a emissão de CO<sub>2</sub> em 20%, mesmo sem a aplicação de CCS. Uma planta-piloto está sendo construída na Holanda e é esperado que a taxa de captura seja de 95% (KURAMOCHI, 2011).

A Figura 80 apresenta o fluxograma do CCS aplicado ao processo HIsarna.

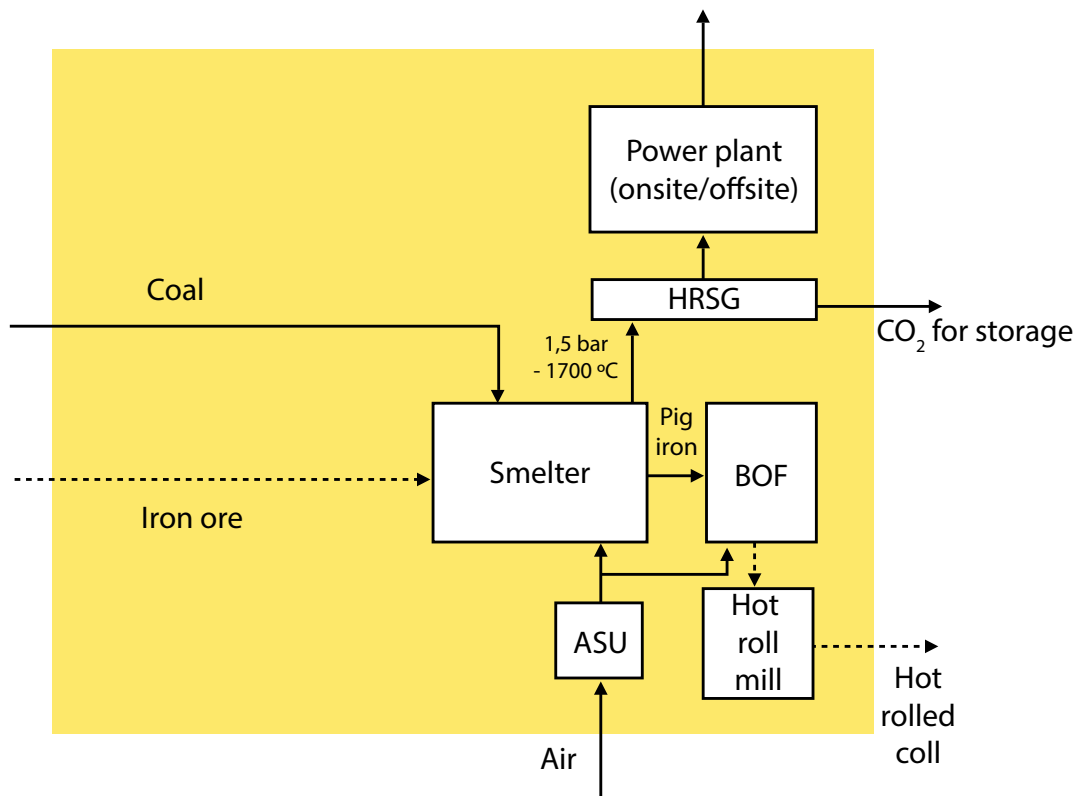


Figura 80 - Fluxograma da Captura Aplicada à Tecnologia *Advanced Smelting Reduction*

Fonte: Elaboração própria a partir de KURAMOCHI et al., 2012

## 6.2.6 CUSTOS DA CAPTURA NA SIDERURGIA

A Tabela 77 apresenta os custos da captura para processos de produção de aço, de acordo com diferentes autores. Todos os custos estão ajustados para o ano-base de 2010.

Tabela 77 – Parâmetros e Custos de Diversas Opções de Captura de CO<sub>2</sub> em Plantas Siderúrgicas

Rota	Detalhes	Taxa de captura	PE(1) (kJ/kgCO <sub>2</sub> )	Emissões de CO <sub>2</sub> s/CCS (Mt/ano)	CO <sub>2</sub> capturado (Mt/ano)	CO <sub>2</sub> evitado (Mt/ano)	Custo evitado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	Referência
BF	MEA	90%	-	4	2,00	-	74 - 123	ARASTO et al., 2013
BF	OBF+VPSA	90%	-	4	1,40	-	74 - 123	ARASTO et al., 2013
BF	MEA	90%	1506	3,05	2,75	1,96	68,00	HO et al., 2011
COREX	MEA	90%	1406	2,20	2,00	5,57	52,00	HO et al., 2011
BF	Shift + Selexol	90%	1080	6,260	5,65	9,87	60,00	HO et al., 2011
COREX	Shift + Selexol	90%	550	11,010	9,91	-	32,00	HO et al., 2011
BF	MDEA/MEA	90%	1150	-	2,80	-	35,00	FARLA et al., 1995
COREX	Membrana	90%	590	-	-	-	18,00	GIELEN, 2003
BF	MDEAZ/Pz -	-	-	-	-	0,10	56,00(2)	HOOEY et al., 2013

(1) Penalidade energética.

(2) Valor otimista, já que a tecnologia TGRBF ainda está em fase experimental e o estudo European Comissions (2014) não apresenta custos de abatimento.

Fonte: Elaboração própria

## 6.2.7 POTENCIAL DA APLICAÇÃO DA CAPTURA DE CARBONO PARA O SETOR SIDERÚRGICO BRASILEIRO

Conforme a descrição das rotas de captura de carbono aplicáveis ao setor siderúrgico e à tipologia das plantas brasileiras, é razoável considerar duas alternativas de captura associadas a plantas integradas a coque de carvão mineral no Brasil, no intervalo de tempo dos cenários adotados: TGRBF com captura e captura na planta de cogeração associada à central siderúrgica.

Uma típica usina siderúrgica integrada a coque emite CO<sub>2</sub> a partir de diversas fontes (Figura 81), sendo as emissões do alto-forno as mais importantes, representando 69% das emissões totais da planta (BIRAT, 2010), já que a maior parte da redução acontece no BF e é onde se necessita mais de energia (BIRAT, 2010). O gás de topo do alto-forno é composto de 25% de CO<sub>2</sub>, sendo o resto composto de CO numa concentração similar e um complemento de nitrogênio. As outras fontes juntas representam 31% das emissões, com concentração menor de CO<sub>2</sub> (BIRAT, 2010).

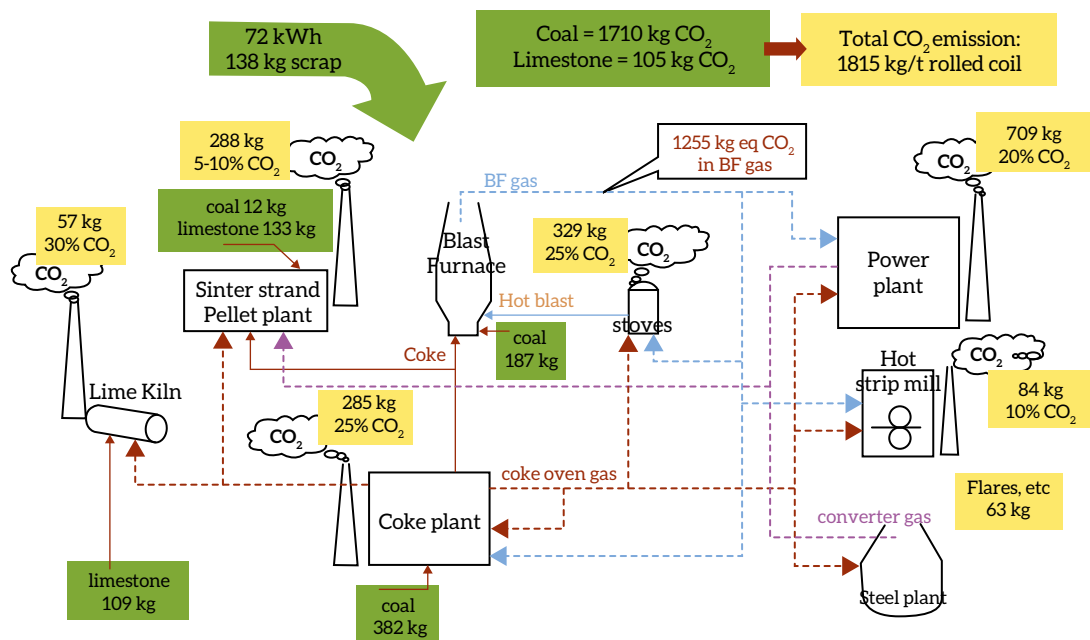


Figura 81 – Emissões de CO<sub>2</sub> de uma Usina Siderúrgica Integrada Típica

Fonte: BIRAT, 2010

Apesar de a concentração de CO<sub>2</sub> do gás de alto-forno ser alta, os custos para a captura na geração elétrica e no BF são similares. Wiley et al. (2011) preferem a captura na geração, porque esta é uma fonte direta de emissões de CO<sub>2</sub>, enquanto o BF não é. A captura no alto-forno demandaria alterações nas características dos gases de combustão, que já são usados *onsite* como fonte significativa de combustível de baixa qualidade.

Um ponto importante a ser destacado é que as rotas de captura de carbono na indústria siderúrgica não correspondem necessariamente às categorias existentes de captura, que foram definidas para o contexto de geração de energia elétrica (portanto, associadas à combustão). De fato, a maior parte da geração de CO<sub>2</sub> na siderurgia é relativa à redução do óxido de ferro. Oxidcombustão, pré ou pós-combustão e *chemical looping* não significam muito nesse contexto industrial, portanto (BIRAT, 2010).

Assim, neste estudo do setor siderúrgico brasileiro, além da captura na geração elétrica associada à planta integrada, optou-se por analisar a implementação da tecnologia TGRBF, que opera com oxigênio. A Figura 82 mostra o balanço de carbono e CO<sub>2</sub> de uma planta que opera com TGRBF. As emissões são reduzidas em 65% se comparadas à planta da Figura 81. A concentração de CO<sub>2</sub> na corrente de gás de topo recuperada é significativamente maior do que a do BF convencional, cerca de 35% v/v.

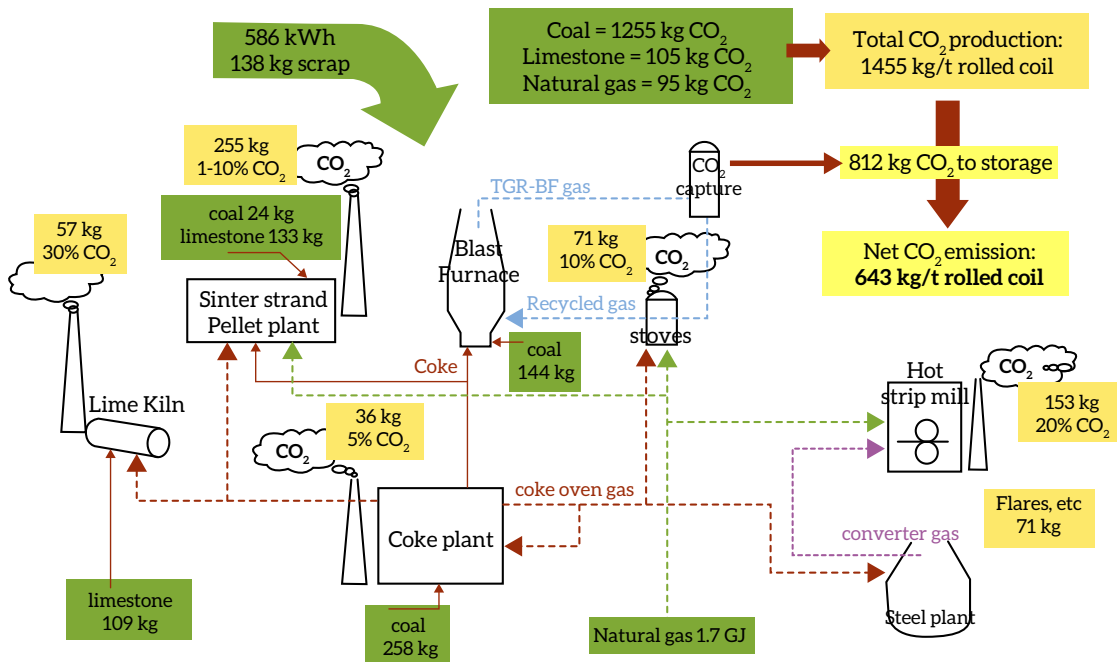


Figura 82 – Emissões de CO<sub>2</sub> de uma Usina com Tecnologia TGRBF

Fonte: BIRAT, 2010

Além disso, vale notar a redução da demanda energética e, sobretudo, de reductor por parte da planta modificada. Como desvantagem do balanço energético modificado, destaca-se a maior demanda por eletricidade da planta modificada, que deriva em grande medida do uso do gás de topo (CO) como reductor e não mais como fonte de geração elétrica em planta de cogeração. Assim, o princípio básico do processo proporciona economia de energia, pois a captura de CO<sub>2</sub> e o reciclo do gás purificado deslocam a alta temperatura do equilíbrio químico (reação de Boudouard).<sup>97</sup> O processo ainda usa coque e carvão com maior eficiência dentro do BF do que seria possível numa operação convencional. Isso equilibra, até certo ponto, os custos extras incorridos pela captura e armazenamento de carbono (BIRAT, 2010).

Birat (2010) considera as seguintes tecnologias de captura para o processo TGRBF: adsorção ou absorção pelos processos químico e físico, separação criogênica ou separação física por membranas. No entanto, em função da concentração do CO<sub>2</sub>, no caso do TGRBF, a adsorção física aparece como a melhor em termos de desempenho técnico e econômico, tanto operacional como de capital.

<sup>97</sup> Reação de CO<sub>2</sub> com carbono (em excesso), na ausência de oxigênio.

A Figura 83 apresenta o experimento TGRBF em Luleå, Suécia, com captura VPSA.

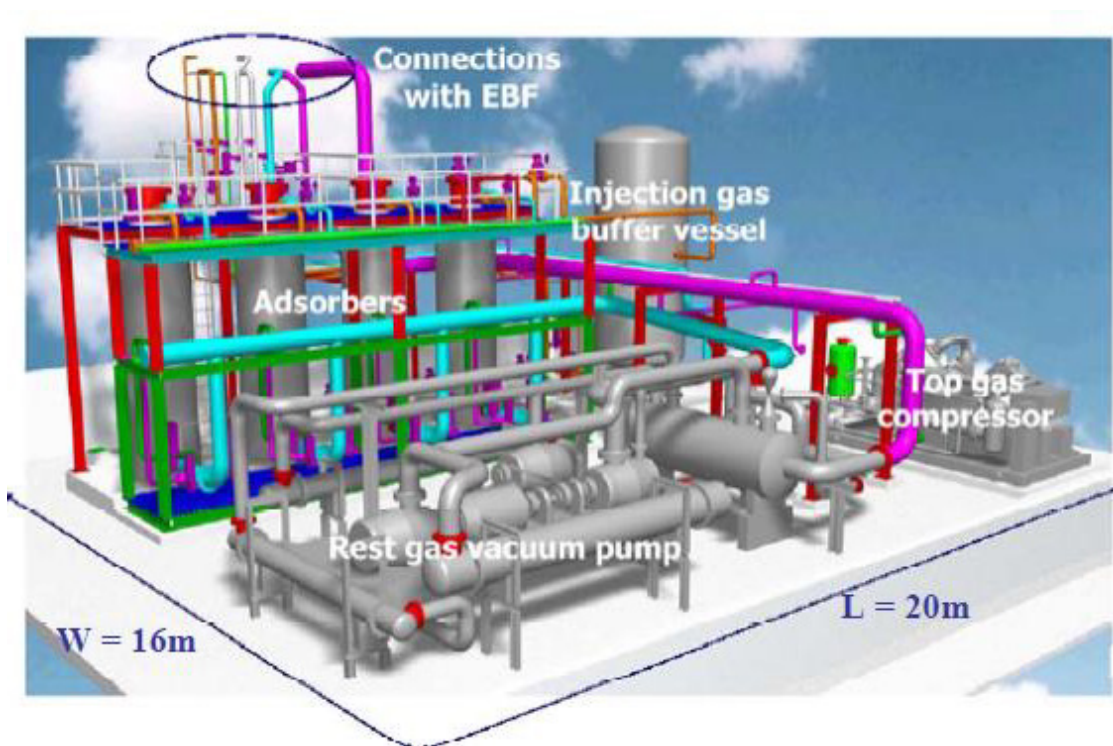
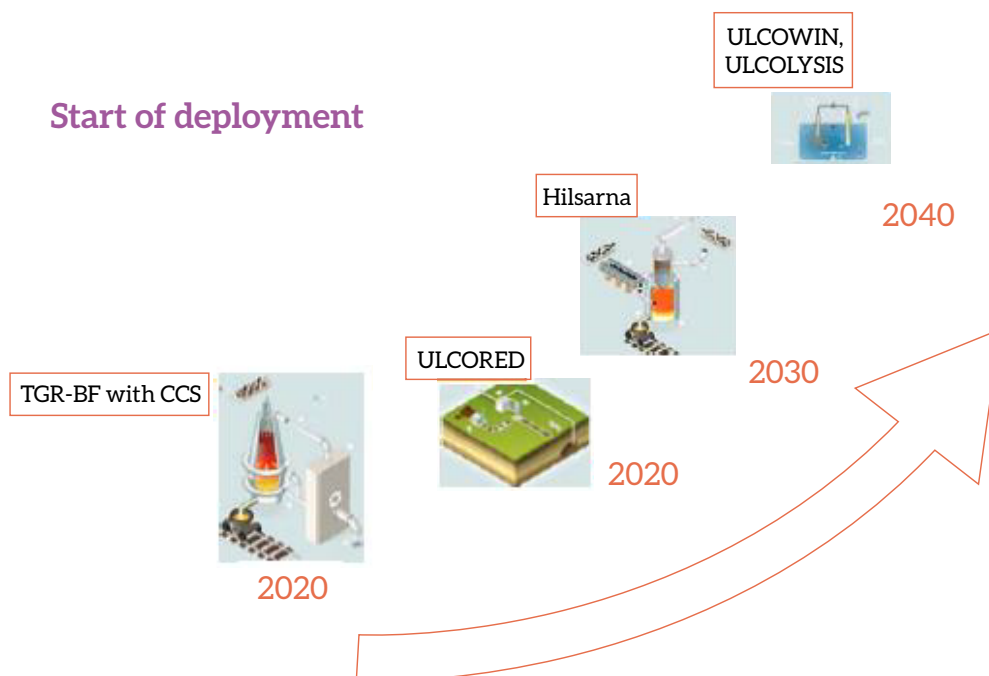


Figura 83 – Experimento TGRBF em Luleå, Suécia

Fonte: BIRAT, 2010

Ainda segundo Birat (2010), o TGRBF demandaria dez anos de pesquisa para se tornar comercialmente disponível. Logo, essa tecnologia estaria disponível por volta de 2025 e poderia ser aplicada em plantas existentes, como *retrofitting*. Uma visão bastante otimista do calendário de aplicação das tecnologias Ulcos é apresentada na Figura 84. O tamanho das inovações é tal que parece pouco provável que os programas possam ser acelerados no ritmo assumido por Birat (2010), ainda mais em se tratando de um setor capital-intensivo. Desse modo, é razoável considerar que essa alternativa estaria disponível no Brasil, no mínimo, em 2025 e, mais provavelmente, em 2030 (*retrofit* de plantas existentes).



**Figura 84 – Desenvolvimento Comercial de Tecnologias ULCOS**

Fonte: BIRAT, 2010

Birat (2010) considera como otimistas os custos descritos na literatura, tanto os operacionais quanto os de capital. A literatura considera custos entre 40 e 50 US\$/tCO<sub>2</sub> (HOOEY et al., 2013; LECOMTE et al., 2010; IEA, 2008). No entanto, Birat (2010) os considera erroneamente estimados e com incertezas maiores que 100%.

Portanto, neste trabalho, o custo considerado foi de 56 US\$/tCO<sub>2</sub>, multiplicado por um fator de contingência, a partir da metodologia da EPRI (2009). O nível de confiabilidade dos custos estimados (fator de contingência) depende da experiência existente e do nível do detalhe do projeto. Para quantificar esse nível de confiabilidade, EPRI usa uma matriz que leva em consideração essas duas dimensões.

**Quadro 2 – Classificação dos Níveis de Planejamento do Projeto de Acordo com o EPRI**

Classificação	Descrição
Atual	Dados detalhados sobre o processo e desenho mecânico, ou dados históricos de unidades existentes
Detalhada	Processo detalhado do projeto
Preliminar	Processo preliminar do projeto
Simplificada	Processo simplificado do projeto
Estimada	Projeto técnico e estimativas de custos a partir de dados de literatura

Fonte: EPRI, 2009

Quadro 3 – A Classificação de Maturidade das Tecnologias de Acordo com a EPRI

Classificação	Descrição
Madura	Experiência comercial significativa (várias unidades em operação comercial)
Comercial	Experiência comercial incipiente
Demonstração	Conceito verificado por unidade de demonstração integrada
Piloto	Conceito verificado por pequena unidade-piloto
Laboratório	Conceito verificado por estudos laboratoriais e desenvolvimento inicial de <i>hardware</i>
Ideia	Sem desenvolvimento de <i>hardware</i>

Fonte: EPRI, 2009

Tabela 78 – Matriz para Avaliar o Intervalo de Precisão das Estimativas de Custo de Acordo com a EPRI Dados em%

	Madura	Comercial	Demonstração	Piloto	Laboratório
Atual	0	-	-	-	-
Detalhada	5 a 8	10 a 15	15 a 25	-	-
Preliminar	10 a 15	15 a 20	20 a 35	25 a 40	30 a 60
Simplificada	15 a 20	20 a 30	25 a 40	30 a 50	30 a 200
Estimada	-	30 a 80	30 a 80	30 a 100	30 a 200

Fonte: EPRI, 2009

A opção TGRBF está em estágio “piloto” e a estimativa é “estimada” (*goal*). Trata-se de uma meta, de uma estimativa a partir de dados da literatura. Logo, o fator de contingência é 2, 100%. Portanto, é razoável considerar um custo de abatimento de 112 US\$/tCO<sub>2</sub> para essa opção, assumindo-se ainda que ela estaria disponível para implementação no Brasil apenas em 2025-2030.

Para a captura na cogeração associada à central siderúrgica, foram escolhidas as usinas brasileiras integradas a carvão mineral com maiores capacidades. Foi atribuído um fator de emissão médio de 0,70 tCO<sub>2</sub>/t aço (BIRAT, 2010) e os cálculos das emissões de CO<sub>2</sub> foram realizados a partir da capacidade instalada de cada usina, multiplicada por um fator de capacidade assumido como 90%. A Tabela 79 resume as usinas consideradas para o cálculo da captura na cogeração, assim como suas respectivas emissões para o cenário base.

Tabela 79 – Emissões da Cogeração de Usinas Integradas a Carvão Mineral

Nº usinas <sup>1</sup>	Fator de Emissão (tCO <sub>2</sub> /t aço)	Emissão da cogeração sem CCS (t/h)
5	0,70	2.208,14

<sup>1</sup> As usinas consideradas são a Gerdau, em Minas Gerais, CSN e ThyssenKrupp, no Rio de Janeiro, Usiminas, em São Paulo, e ArcelorMittal, no Espírito Santo.

Fonte: Elaboração própria a partir de IAB, 2014; BIRAT, 2010



A quantidade de CO<sub>2</sub> emitida no cenário base foi calculada como sendo o produto da produção de aço por hora e seu fator de emissão. A taxa de captura para o caso da cogeração foi considerada de 90%.

Os custos da captura foram obtidos a partir da simulação no IECM®, Integrated Environmental Control Model, programa de modelagem computacional que analisa os custos e o desempenho dos equipamentos de controle de emissões em plantas termoeletricas. O programa permite ao usuário configurar a planta a ser modelada a partir de diversas tecnologias, como controle de poluição e captura de carbono.<sup>98</sup>

Ao iniciar o programa, o usuário deve escolher entre as seguintes tecnologias de geração: combustão em caldeira com a utilização de carvão (PC),<sup>99</sup> queima de gás natural em turbina a gás em ciclo combinado (NGCC)<sup>100</sup> e gasificação de carvão com tecnologia GE ou Shell (IGCC).<sup>101</sup> Os cálculos foram feitos para as usinas integradas a carvão mineral, logo, foi realizada a simulação das usinas a partir da tecnologia PC.

Depois de escolhida a tecnologia de geração, o usuário deve escolher as tecnologias de controle de emissão de poluentes, como pode ser visto na Figura 85. Para a usina siderúrgica, foi considerado um FGD,<sup>102</sup> e o sistema de captura de pós-combustão é baseado no sistema de amina.

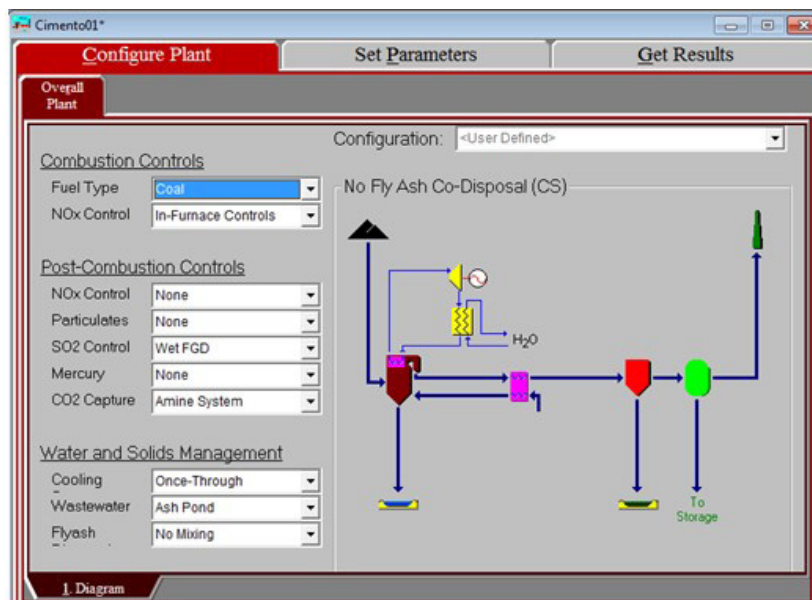


Figura 85 – Tecnologias de Controle de Emissão de Poluentes Consideradas para a Captura na Usina Siderúrgica no IECM

Fonte: Elaboração própria

<sup>98</sup> IECM® foi desenvolvido pelo Center for Energy and Environmental Studies da Universidade de Carnegie Mellon para o US Department of Energy's National Energy Technology Laboratory (DOE/NETL). Diversos estudos utilizaram esse software como ferramenta para análise econômica da captura de carbono, como Rochedo (2011), Hoffmann (2010), Rubin et al. (2007a), Rubin et al. (2007b).

<sup>99</sup> Pulverized coal.

<sup>100</sup> Natural gas combined cycle.

<sup>101</sup> Integrated gasification combined cycle.

<sup>102</sup> Flue gas desulphurization.

As usinas consideradas já têm cogeração para produzir a eletricidade necessária à produção do aço, no entanto, para o sistema de captura, é necessário vapor para a regeneração do solvente e eletricidade para compressão e bombeamento. Logo, assumiu-se que o vapor seria fornecido por uma caldeira a gás natural e a eletricidade do *grid*.

Em *Get Results* e *CO<sub>2</sub> Capture*, é possível visualizar o balanço de energia da caldeira geradora de vapor ou da planta de cogeração. Por exemplo, a Figura 86 apresenta o balanço de energia para uma caldeira a gás natural.

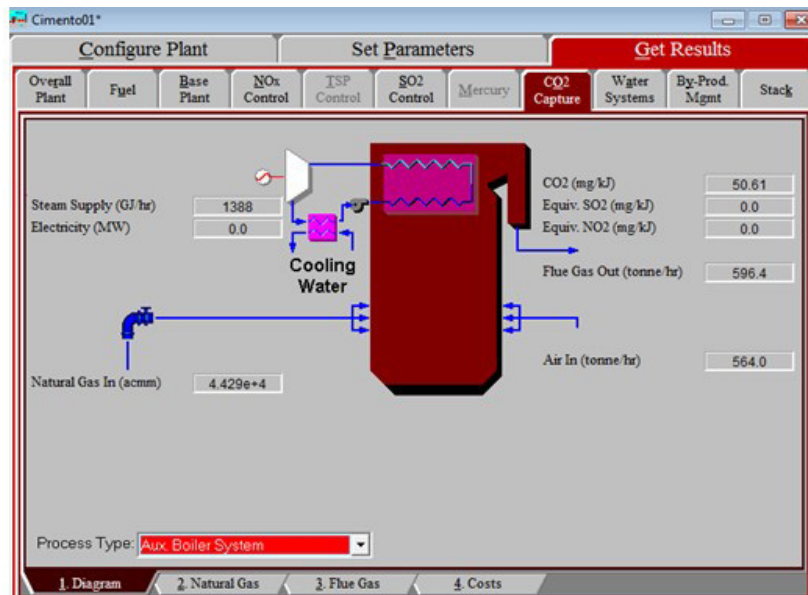


Figura 86 – Fluxograma do Balanço de Energia da Caldeira a Gás Natural no IECM

Fonte: Elaboração própria

A emissão de CO<sub>2</sub> por caldeira a gás natural foi calculada a partir da Equação 26

$$\text{Emissão grid} = \text{Cons. elet. (MWh/ t CO}_2 \text{ capt)} \times \text{CO}_2 \text{ capt (t/h)} \times \text{FE grid ( tCO}_2\text{/MWh)} \quad (26)$$

Onde:

Emissão grid = Emissão de CO<sub>2</sub> pelo grid (tCO<sub>2</sub>/h);

Cons. elet. = Consumo elétrico da planta de captura (MWh/tCO<sub>2</sub> capturado);

CO<sub>2</sub> capt. = CO<sub>2</sub> capturado (t/h);

FE grid = Fator de emissão do grid de 0,0512 tCO<sub>2</sub>/MWh (MCT, 2012).

O CO<sub>2</sub> evitado é a diferença entre o CO<sub>2</sub> emitido sem CCS e com CCS, levando em conta o CO<sub>2</sub> emitido pela caldeira ou planta de cogeração, isto é, a penalidade energética, como pode ser visto na Equação 27:

$$\text{CO}_2 \text{ evitado} = \text{CO}_2 \text{ emitido sem CCS} - (\text{CO}_2 \text{ emitido com CCS} + \text{penalidade energética}) \quad (27)$$

Calcularam-se, no IECM, custo de capital, custos variáveis e fixos para a captura sem geração de vapor e, a seguir, com geração apenas de vapor (caldeira). Assim, o custo da captura com a caldeira fica (Equação 28):

$$\text{Custo}_{\text{caldeira}} = \frac{\frac{\text{Inv. Capt} + \text{Inv. cald.}}{\text{FA}} + \text{VOM}_{\text{cald.}} + \text{FOM}_{\text{cald.}} + \text{Custo Elet.}}{\text{CO}_2 \text{ evit cal d.} \times 8760 \times \text{FC}} \quad (28)$$

Onde,

Inv. Capt = Investimento da planta de captura (US\$/ano);

Inv. CHP = Investimento da planta de cogeração (US\$/ano);

FA = Fator de anuidade, calculado a partir de uma taxa de desconto de 10% e tempo de vida útil de 30 anos;

VOM<sub>cald</sub> = Custos variáveis da caldeira (US\$/ano);

FOM<sub>cald</sub> = Custos fixos da caldeira (US\$/ano);

CO<sub>2</sub> evitado cald = Quantidade de CO<sub>2</sub> evitado com a planta de captura e caldeira (tCO<sub>2</sub>/h);

FC = Fator de capacidade da planta de 90%.

$$\text{Custo Elet} = \text{Cons.elet.} \times \text{tCO}_2 \text{ capt} \times \text{Preço elet.} \times 8760 \times \text{FC}$$

Onde,

Cons. elet = Consumo elétrica da planta de captura (MWh/tCO<sub>2</sub> capturado);

CO<sub>2</sub> capt = CO<sub>2</sub> capturado (t/h);

Preço elet = Preço da eletricidade de 165 US\$/MWh;

FC = Fator de capacidade da planta de 90%

A Tabela 80 resume os custos apenas com a captura, sem considerar a caldeira

**Tabela 80 – Custos Relativos à Captura do CO<sub>2</sub> Emitido pela Cogeração de Usinas Siderúrgicas**

Empresa	Município	Invest. captura (MUS\$)	VOM captura (MUS\$/ano)	FOM captura (MUS\$/ano)
Gerdau	Ouro Branco	362,07	36,25	9,62
CSN	Volta Redonda	386,79	38,21	10,16
ThyssenKrupp	Santa Cruz	395,39	38,88	10,34
Usiminas	Cubatão	258,02	27,67	7,28
ArcelorMittal	Serra	554,85	50,94	13,67

Fonte: Elaboração própria

A Tabela 81 apresenta o CO<sub>2</sub> capturado, a emissão relativa à penalidade energética e o custo com a eletricidade comprada do grid.

Tabela 81 – Custos e Emissões Relativos à Caldeira Adicional

Empresa	Município	CO <sub>2</sub> capturado (t/h)	Penalidade Energética (t/h)	Investimento na Caldeira (MUS\$/ano)	VOM caldeira (MUS\$/ano)	FOM caldeira (MUS\$/ano)	Eletricidade Caldeira (MUS\$/ano)
Gerdau	Ouro Branco	359,59	4,23	32,93	169,48	8,59	107,59
CSN	Volta Redonda	389,16	4,58	35,65	182,24	9,06	116,43
ThyssenKrupp	Santa Cruz	399,54	4,71	36,60	186,70	9,22	119,54
Usiminas	Cubatão	239,73	2,82	21,92	116,79	6,56	71,73
ArcelorMittal	Serra	599,32	7,06	54,99	270,92	12,08	179,31

Fonte: Elaboração própria

Os custos de abatimento da captura na cogeração de usinas integradas a carvão mineral são apresentados na Tabela 82.

Tabela 82 – Custos de Abatimento para a Captura na Cogeração de Usinas Integradas a Carvão Mineral

Custo (US\$/tCO <sub>2</sub> ) <sup>(1)</sup>
115,81

(1) As usinas consideradas são a Gerdau, em Minas Gerais, CSN e ThyssenKrupp, no Rio de Janeiro, Usiminas, em São Paulo, e ArcelorMittal, no Espírito Santo.

Fonte: Elaboração própria

Para a opção da aplicação da tecnologia TGRBF, nesse caso, como antes demonstrado, o uso do gás de alto-forno (H<sub>2</sub> e CO) para reciclo reduz o potencial de geração elétrica da usina típica. Assim, devido ao reciclo de CO para o alto-forno, há necessidade de 586 kWh/t aço, contra a demanda anterior de 72 kWh/t aço (BIRAT, 2010). Para isso, foi considerado nos cálculos que o valor adicional de eletricidade seria gerado por uma cogeração a gás natural. Logo, esse valor adicional é de 514 kWh/t aço. Para a cogeração, as emissões são de 370 g CO<sub>2</sub>/kWh (RUBIN et al., 2007). Com isso, há emissão adicional por produto de 190 kg CO<sub>2</sub>/t aço. Segundo Birat (2010), uma planta TGRBF emite 643 kg CO<sub>2</sub>/t aço e uma planta típica emite 1.815 kg CO<sub>2</sub>/t aço. Logo, essa tecnologia proporcionaria redução das emissões de 65%. Contudo, se se adicionam as emissões da cogeração para suprir a eletricidade adicional, as emissões passam para 833 kg CO<sub>2</sub>/t aço, o que levaria a uma emissão evitada de (1.815-833) kg CO<sub>2</sub>/t aço, ou seja, 54%. Assim, neste estudo, a taxa de captura utilizada para os cálculos na opção TGRBF é de 54%, a um custo anteriormente estimado em 112 US\$/tCO<sub>2</sub>, assumindo-se ainda que essa opção estaria disponível para implementação no Brasil apenas em 2025-2030. Os resultados dos cálculos

de potencial de abatimento para essa tecnologia estão apresentados na Tabela 83.

**Tabela 83 – Fator de Emissão e Emissões de CO<sub>2</sub> Referentes à Tecnologia TGRBF**

Nº Usinas <sup>(1)</sup>	Fator de Emissão (tCO <sub>2</sub> /t aço)	CO <sub>2</sub> emitido sem CCS (t/h)	CO <sub>2</sub> evitado (tCO <sub>2</sub> /h)
5	1,81	5.709,63	3.083,20

(1) As usinas consideradas são a Gerdau, em Minas Gerais, CSN e ThyssenKrupp, no Rio de Janeiro, Usiminas, em São Paulo, e ArcelorMittal, no Espírito Santo.

Nota: Assume-se que essa opção estará disponível apenas a partir de 2025-2030. O custo de abatimento equivaleria a 104 US\$/tCO<sub>2</sub>

Fonte: Elaboração própria

Finalmente, para as usinas EAF, foi calculado o potencial de captura de CO<sub>2</sub> por MEA. As usinas listadas e suas respectivas capacidades nominais foram obtidas a partir de CGEE (2008), e o fator de emissão utilizada foi de 0,08 tCO<sub>2</sub>/t aço (IPCC, 2006). A Tabela 84 resume as emissões de CO<sub>2</sub> para o cenário base por usina EAF no Brasil.

**Tabela 84 – Usinas EAF Brasileiras, Fator de Emissão para o Processo EAF e Emissões para o Cenário Base**

Nº Usinas <sup>(1)</sup>	Fator de Emissão (tCO <sub>2</sub> /t aço)	CO <sub>2</sub> emitido sem CCS (t/h)
16	0,08	103,25

(1) As usinas consideradas são a Sinobras, no Pará; a Gerdau, do Ceará, Pernambuco, Bahia, Rio de Janeiro, duas em São Paulo, duas no Rio Grande do Sul e uma no Paraná; a ArcelorMittal, em Minas Gerais, Espírito Santo e São Paulo; duas Votorantim no Rio de Janeiro; a Villares Metals, em São Paulo.

Fonte: Elaboração própria a partir de CGEE, 2008; IPCC, 2006

Foi considerada uma taxa de captura de 90% na cogeração (vapor e eletricidade necessários à captura seriam fornecidos por uma central de cogeração). Para os cálculos dos custos, foi feita uma simulação similar à captura na cogeração, já apresentada neste item.

O CO<sub>2</sub> emitido da cogeração, que gera a penalidade energética do processo, foi calculado de acordo com a Equação 29:

$$CO_{2 \text{ pen. CHP}} = \frac{VOM \text{ CHP} - VOM \text{ captura}}{\text{Preço GN}} \times FE \text{ GN} \quad (29)$$

Onde,

CO<sub>2 pen CHP</sub> = CO<sub>2</sub> emitido pela cogeração devido à penalidade energética (tCO<sub>2</sub>/ano);

VOM<sub>CHP</sub> = Custos variáveis da planta de cogeração (US\$/ano);

VOM<sub>captura</sub> = Custos variáveis da planta de captura (US\$/ano);

Preço GN = Preço do gás natural, 0,46 US\$/m<sup>3</sup> (BEN, 2012);

FE<sub>GN</sub> = Fator de emissão do gás natural 0,0023 tCO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> (IPCC, 2006).

O CO<sub>2</sub> evitado é a diferença entre o CO<sub>2</sub> emitido sem CCS e com CCS, levando em conta o CO<sub>2</sub> emitido pela planta de cogeração, isto é, a penalidade energética, como pode ser visto na Equação 30:

$$\text{CO}_2 \text{ evitado} = \text{CO}_2 \text{ emitido sem CCS} - (\text{CO}_2 \text{ emitido com CCS} + \text{penalidade energética}) \quad (30)$$

Calcularam-se, no IECM, custo de capital, custos variáveis e fixos para captura sem geração de vapor e eletricidade e, a seguir, com geração de ambos (cogeração). O custo da captura com CHP (US\$/tCO<sub>2</sub> evitado) reúne os seguintes custos, de acordo com a Equação 31:

$$\text{Custo}_{\text{CHP}} = \frac{\frac{\text{Inv. Capt} + \text{Inv. CHP}}{\text{FA}} + \text{VOM}_{\text{CHP}} + \text{FOM}_{\text{CHP}}}{\text{CO}_2 \text{ evit CHP} \times 8760 \times \text{FC}} \quad (31)$$

Onde,

Inv. Capt = Investimento da planta de captura (US\$/ano);

Inv. CHP = Investimento da planta de cogeração (US\$/ano);

FA = Fator de anuidade, calculado a partir de uma taxa de desconto de 10% e tempo de vida útil de 30 anos;

VOM<sub>CHP</sub> = Custos variáveis da planta de cogeração (US\$/ano);

FOM<sub>CHP</sub> = Custos fixos da planta de cogeração (US\$/ano);

CO<sub>2</sub> evitado<sub>CHP</sub> = Quantidade de CO<sub>2</sub> evitado com a planta de captura e cogeração (tCO<sub>2</sub>/h);

FC = Fator de capacidade da planta de 90%.

A Tabela 85 resume os custos com a captura, sem considerar a cogeração.

**Tabela 85 – Custos Relativos à Captura por Usina EAF**

Empresa	Estado	Investimento na Captura (MUS\$)	VOM captura (MUS\$/ano)	FOM captura (MUS\$/ano)
Sinobras	Pará	5,81	1,33	0,32
Gerdau	Ceará	3,07	0,80	0,19
Gerdau	Pernambuco	6,61	1,47	0,35
Gerdau	Bahia	8,15	1,74	0,42
ArcelorMittal	Minas Gerais	18,50	3,35	0,82
ArcelorMittal	Espírito Santo	10,37	2,11	0,51
Votorantim	Rio de Janeiro	11,79	2,34	0,57
Votorantim	Rio de Janeiro	15,89	2,96	0,72
Gerdau	Rio de Janeiro	21,05	3,71	0,91
Gerdau	São Paulo	8,90	1,87	0,45
ArcelorMittal	São Paulo	17,20	3,16	0,77
Gerdau	São Paulo	17,20	3,16	0,77
Villares Metals	São Paulo	2,70	0,72	0,17
Gerdau	Rio Grande do Sul	7,00	1,54	0,37
Gerdau	Rio Grande do Sul	8,00	1,72	0,41
Gerdau	Paraná	7,39	1,61	0,39

Fonte: Elaboração própria

A Tabela 86 apresenta o CO<sub>2</sub> capturado, a emissão relativa à penalidade energética e os custos com a cogeração.

**Tabela 86 – Custos e Desempenho Relativos à Captura com a Cogeração – EAF**

Empresa	Estado	CO <sub>2</sub> capturado (t/h)	CO <sub>2</sub> penalidade CHP (t/h)	Investimento CHP (MUS\$/ano)	VOM CHP (MUS\$/ano)	FOM CHP (MUS\$/ano)
Sinobras	Pará	2,74	0,89	1,16	1,40	0,29
Gerdau	Ceará	1,28	0,42	0,54	0,67	0,16
Gerdau	Pernambuco	3,20	1,03	1,36	1,63	0,32
Gerdau	Bahia	4,11	1,32	1,75	2,08	0,39
ArcelorMittal	Minas Gerais	10,96	3,42	4,65	5,39	0,81
ArcelorMittal	Espírito Santo	5,48	1,74	2,33	2,75	0,48
Votorantim	Rio de Janeiro	6,39	2,02	2,71	3,19	0,54
Votorantim	Rio de Janeiro	9,13	2,86	3,88	4,51	0,71
Gerdau	Rio de Janeiro	12,79	3,97	5,42	6,26	0,91
Gerdau	São Paulo	4,57	1,46	1,94	2,30	0,42
ArcelorMittal	São Paulo	10,05	3,14	4,26	4,95	0,76
Gerdau	São Paulo	10,05	3,14	4,26	4,95	0,76
Villares Metals	São Paulo	1,10	0,37	0,47	0,58	0,14
Gerdau	Rio Grande do Sul	3,42	1,10	1,45	1,74	0,34
Gerdau	Rio Grande do Sul	4,02	1,29	1,71	2,03	0,38
Gerdau	Paraná	3,65	1,18	1,55	1,85	0,36

Fonte: Elaboração própria

Os custos de abatimento da captura nas usinas EAF são apresentados na Tabela 87.

**Tabela 87 – Custo de Abatimento para as Usinas EAF**

Custo <sup>(1)</sup> (US\$/tCO <sub>2</sub> )
152,16

(1) As usinas consideradas são a Sinobras, no Pará; a Gerdau, do Ceará, Pernambuco, Bahia, Rio de Janeiro, duas em São Paulo, duas no Rio Grande do Sul e uma no Paraná; a ArcelorMittal, em Minas Gerais, Espírito Santo e São Paulo; duas Votorantim no Rio de Janeiro; a Villares Metals, em São Paulo.

Fonte: Elaboração própria

Apesar de os custos de abatimento para a captura nas usinas EAF se mostrarem superiores aos da captura nas usinas integradas, são inferiores aos apresentados por Wiley et al. (2011), de US\$ 250/tCO<sub>2</sub> evitado. Não se discute atualmente na literatura a opção da captura nas usinas EAF. Seu preço é considerado alto pelo fato de produzirem pequena quantidade de aço.

### 6.3 CAPTURA DE CARBONO NA PRODUÇÃO DE AMÔNIA

A amônia é produzida pela reação de nitrogênio e hidrogênio no processo chamado Haber-Bosch. Há três principais rotas de produção de amônia: reforma a vapor de gás natural ou hidrocarbonetos leves;<sup>103</sup> oxidação parcial de óleo combustível pesado ou resíduo de vácuo; gasificação de carvão (ZHOU et al., 2010; MCTI, 2010). No entanto, esta última não é mais utilizada, exceto na China, visto que seu processo é o que mais emite GEE e apresenta maior consumo energético (ZHOU et al., 2010).

A rota mais eficiente e com menores impactos ambientais é a reforma a vapor de gás natural, que é dessulfurizado, misturado com vapor e convertido a gás de síntese<sup>104</sup> sobre catalisador de níquel no reformador primário (Equação 32). O CO reage, em seguida, com vapor para produzir CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub> (Equação 33). O dióxido de carbono é então removido da corrente de gás principal e pode ser utilizado para produção de ureia, comercializado como coproduto ou ventilado para a atmosfera. Finalmente, o hidrogênio reage com o nitrogênio para formar a amônia (NH<sub>3</sub>) (Equação 34), que pode ser vendida como produto, por exemplo, para a indústria de bebidas, ou utilizada para produzir fertilizantes (ZHOU et al., 2010; MCTI, 2010; RAFIQUIL et al., 2002; WORREL et al., 2000; FARLA et al., 1995). Um diagrama simplificado pode ser visto na Figura 87.

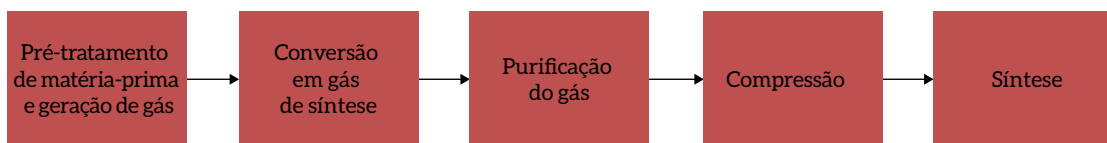
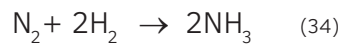


Figura 87 – Diagrama Simplificado da Produção de Amônia

Fonte: ZHOU et al., 2010

Aproximadamente, 10% da produção de amônia são destinados à produção de aminas e outros compostos orgânicos, como fluidos refrigerantes, e à produção de ureia grau técnico, utilizada como insumo químico em outros processos produtivos (MCTI, 2010).

<sup>103</sup> Líquidos de gás natural, gás liquefeito de petróleo ou nafta.

<sup>104</sup> Mistura de monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H<sub>2</sub>).



Como subproduto da fabricação de amônia, é gerado  $\text{CO}_2$ , que é removido através de torres de absorção (empregando carbonato de potássio ou dietanolamina de metila), e o gás efluente, depois de purificado, é comprimido e enviado para um reator de conversão de amônia na presença de um catalisador à base de óxido de ferro. O efluente do reator é então refrigerado para a condensação da amônia, obtida na forma anidra (TOLMASQUIM et al., 2003).

De 50% a 60% do consumo de gás natural nesse processo são na forma de matéria-prima para a produção de hidrogênio, e o restante é consumido como combustível no reformador primário e no preaquecimento do metano. É gerado vapor a  $315,6^\circ\text{C}$  na caldeira de recuperação e a  $204,4^\circ\text{C}$  no conversor de amônia. Eletricidade é consumida na coluna de absorção de  $\text{CO}_2$ , nos compressores de ar e de metano, no conversor de amônia e no resfriador da amônia. O consumo energético específico é maior quando se utilizam resíduos de hidrocarbonetos, em vez de gás natural (TOLMASQUIM et al., 2003).

Apesar de o  $\text{CO}_2$  já ser capturado na produção de amônia, é utilizado em outros processos e não para armazenamento (IPCC, 2005). A produção de ureia a partir de amônia é uma eficiente opção para capturar  $\text{CO}_2$ , no entanto a emissão desse GEE é apenas realocada da planta de amônia para a agricultura (STRAIT; NAVKAR, 2010). Se o  $\text{CO}_2$  da planta de amônia for capturado e armazenado, o *stripper* é um local conveniente para coletar esse gás. Isso já é feito, sendo o  $\text{CO}_2$  comprimido a 2.000 *psig* e enviado para a planta de ureia. Para o CCS, o mesmo sistema será utilizado para secar e comprimir o  $\text{CO}_2$  em uma corrente quase pura, a baixo custo, inferior a US\$ 5/t $\text{CO}_2$  evitado, e enviá-lo para um duto (FARLA et al., 1995). A partir daí, pode ser usado para EOR<sup>105</sup> ou armazenado em formações geológicas (STRAIT; NAVKAR, 2010). Para a primeira opção, a planta Enid Fertilizer, em Oklahoma, EUA, já capturou, em 2003, cerca de 600 mil toneladas de  $\text{CO}_2$  para utilização em EOR (UNIDO, 2010).

Segundo Farla et al. (1995), 1,2 tonelada de  $\text{CO}_2$  é recuperada na produção de uma tonelada de amônia. Parte do  $\text{CO}_2$  recuperado é utilizada e o resto é ventado para a atmosfera. Aproximadamente, 750 kg de  $\text{CO}_2$  são utilizados para a produção de uma tonelada de ureia. Para Unido (2010), a indústria de amônia já utiliza aproximadamente 36% de  $\text{CO}_2$  removido do gás de síntese para a etapa de limpeza do gás. Destes, cerca de 33% são utilizados para a produção de ureia e 2,2% são vendidos para outros usos. Um estudo realizado pela International Fertiliser Industry Association comparou a eficiência energética de plantas construídas nas últimas quatro décadas. As emissões variaram entre 1,5 e 3,1 toneladas de  $\text{CO}_2$  por tonelada de amônia produzida. Destes, 0,88 tonelada de  $\text{CO}_2$  é requerido para produzir uma tonelada de ureia (IEA, 2008).

### 6.3.1 CUSTOS DA CAPTURA NA PRODUÇÃO DE AMÔNIA

Farla et al. (1995) estimam o custo para a compressão do  $\text{CO}_2$  recuperado na produção de amônia para uma planta com capacidade de 700 kt/ano. O custo para compressão e desidratação é de US\$ 8/t de  $\text{CO}_2$  evitado. Os custos podem ser vistos na Tabela 88.

---

105 *Enhanced oil recovery*, tradução em inglês para recuperação avançada de petróleo.

Tabela 88 – Custos da Captura de CO<sub>2</sub> na Produção de Amônia

Parâmetros	Unidade	Valor
Capacidade da planta	Kt/ano	700
Consumo elétrico	MJ/tCO <sub>2</sub>	401
Consumo de vapor	MJ/tCO <sub>2</sub>	8
Custo de investimento	US\$ milhões	10
Custo de capital	US\$ milhões	0,7
Custo O&M	US\$ milhões	0,3
Custo com eletricidade	US\$ milhões	3,9
Custo com vapor	US\$ milhões	-
CO <sub>2</sub> evitado	ktCO <sub>2</sub> /ano	650
Custo de abatimento	US\$/tCO <sub>2</sub>	8

Fonte: FARLA et al., 1995

Para Hendriks et al. (2004), o custo de abatimento para a captura de CO<sub>2</sub> na produção de amônia é de US\$ 3/tCO<sub>2</sub> evitado para a corrente pura. Vale ressaltar que o custo da captura de CO<sub>2</sub> dos gases de combustão é significativamente mais alto, já que o gás está diluído em uma corrente de concentração de 8% v/v (HENDRIKS et al., 2004). Esse CO<sub>2</sub> pode ser recuperado por absorção química, no entanto deve-se concentrá-lo, o que aumenta os custos (STRAIT; NAVKAR, 2010). Por exemplo, ainda de acordo com Hendriks et al. (2004), o custo da captura para o CO<sub>2</sub> oriundo dos gases de combustão é de € 36/tCO<sub>2</sub> evitado. A Tabela 89 apresenta a concentração das correntes de diferentes processos industriais e respectivos custos, excluindo custo de compressão.

Tabela 89 – Concentrações Típicas de Gases de Correntes Industriais e Respetivos Custos de Captura

Planta	Concentração (%v/v)	Custo de captura (€/tCO <sub>2</sub> ) <sup>(1)</sup>
Cimento	15-25	28
Siderurgia	15-20	29
Amônia (exausto)	8	36
Amônia (CO <sub>2</sub> puro)	Corrente pura	3
Refinarias	3 -18	29-424
Hidrogênio (exausto)	8	36
Hidrogênio (CO <sub>2</sub> puro)	Corrente pura	3
Petroquímica	8 -13	32-36

(1) Este custo exclui o custo de compressão.

Fonte: HENDRIKS et al., 2004

### 6.3.2 POTENCIAL DA APLICAÇÃO DA CAPTURA DE CARBONO PARA AS PLANTAS DE AMÔNIA EXISTENTES

O potencial da aplicação da captura de carbono foi feito para as quatro mais importantes plantas de produção de amônia do país, sendo duas da Petrobras e duas da Vale. Foi, então, calculada a emissão de CO<sub>2</sub> de cada planta para o cenário de referência, em que ainda não há a captura para estocagem de CO<sub>2</sub>.<sup>106</sup>

A Tabela 90 apresenta os dados de consumo total de energia, consumo de H<sub>2</sub> e taxa de captura de CO<sub>2</sub> utilizados nos cálculos para os resultados apresentados na Tabela 91, que apresenta as emissões totais energéticas e de processo de CO<sub>2</sub> de cada planta de amônia no Brasil para o *baseline*, sem considerar a captura para ureia.

Nesse caso, foi considerada a produção de hidrogênio com captura por MDEA. O fator de emissão do gás natural utilizado foi de 56,1 tCO<sub>2</sub>/TJ e, para o caso da Vale, foi utilizado o fator de emissão da nafta de 73,3 tCO<sub>2</sub>/TJ, os mesmos utilizados no capítulo de refino no relatório técnico de CCS.

**Tabela 90 – Consumo de Energia e de H<sub>2</sub> para Produção de Amônia e CO<sub>2</sub> Capturado para a Produção de Hidrogênio**

Empresa	Matéria-prima	Consumo total (GJ/ t amônia)	Consumo H <sub>2</sub> (GJ/t amônia)	% CO <sub>2</sub> Capturado (UGH)
Petrobras (1)	GN	33,8	32,3	0,59
Petrobras (2)	GN	33,8	32,8	0,59
Vale (1)	Resíduo asfáltico	45,0	43,0	0,59
Vale (2)	HC leve e/ou GN	45,0	43,0	0,59

Fonte: Elaboração própria a partir do capítulo de refino no relatório técnico de CCS.

**Tabela 91 – Emissões de CO<sub>2</sub> para as Plantas de Amônia Brasileiras, sem Considerar a Captura para Ureia**

Empresa	Local	Matéria-prima	Produção (t/ano)	Emissão CO <sub>2</sub> de processo (Mt/ano)	Emissão CO <sub>2</sub> energético (Mt/ano)
Petrobras (1)	BA	GN	375.417,42	0,40	0,31
Petrobras (2)	SE	GN	345.839,08	0,38	0,28
Vale (1)	PR	Resíduo asfáltico	310.951,80	0,58	0,45
Vale (2)	SP	HC leve e/ou GN	159.894,45	0,30	0,23
Total	-	-	1.192.102,75	1,66	1,26

Fonte: Elaboração própria a partir de ABIQUIM, 2013; VALE, 2011

<sup>106</sup> Apenas para a produção de ureia e outros compostos, como já foi dito no item anterior.

As emissões de CO<sub>2</sub> de processo e energética, para cada empresa, antes de serem descontadas as emissões de CO<sub>2</sub> que são destinadas à produção de ureia, podem ser vistas na Tabela 92.

**Tabela 92 – Emissões de CO<sub>2</sub> por Planta de Amônia, Antes da Produção de Ureia**

Empresa	Emissões de processo (Mt/ano)	Emissões energéticas (Mt/ano)
Petrobras (1)	0,40	0,31
Petrobras (2)	0,38	0,28
Vale (1)	0,58	0,45
Vale (2)	0,30	0,23
Total	1,66	1,26

Fonte: Elaboração própria

A Tabela 93 apresenta as emissões de CO<sub>2</sub> de processo que são direcionadas para a produção de ureia, para o cenário de referência.

**Tabela 93 – Produção de Ureia por Planta, Consumo de CO<sub>2</sub> por Tonelada de Ureia Produzida e Consumo de CO<sub>2</sub> Anual para a Produção de Ureia**

Empresa	Produção ureia (t/ano)	Consumo de CO <sub>2</sub> (tCO <sub>2</sub> /t ureia)	Consumo de CO <sub>2</sub> para produção de ureia (Mt/ano)
Petrobras (1)	374.358,78	0,73	0,27
Petrobras (2)	496.876,20	0,73	0,36
Vale (1)	476.456,63	0,73	0,35
Vale (2)	0,00	0,00	0,00

Fonte: Elaboração própria a partir de HYDROCARBON PROCESSING, 2005

Com a produção de ureia, as emissões de CO<sub>2</sub> se reduzem. Assim, a quantidade de CO<sub>2</sub> anual que se pode capturar é a diferença entre as emissões de CO<sub>2</sub> de processo (Tabela 92) e as emissões de CO<sub>2</sub> que são descontadas, já que o gás é utilizado para a produção de ureia (Tabela 94). Vale lembrar que este estudo considera apenas a captura para o CO<sub>2</sub> de processo, não considerando o CO<sub>2</sub> energético, já que este é mais diluído, o que encarece a captura. A Tabela 94 apresenta as emissões de CO<sub>2</sub>, já descontando o CO<sub>2</sub> que é direcionado para a produção de ureia, o CO<sub>2</sub> energético, que continua o mesmo antes da captura para a ureia, e a emissão total.

Tabela 94 – Emissões de CO<sub>2</sub> Anuais após a Captura para a Produção de Ureia

Empresa	Emissão CO <sub>2</sub> processo após ureia (Mt/ano)	CO <sub>2</sub> energético após ureia (Mt/ano)	Emissão Total (Mt/ano)
Petrobras (1)	0,13	0,31	0,44
Petrobras (2)	0,01	0,28	0,29
Vale (1)	0,23	0,45	0,68
Vale (2)	0,30	0,23	0,53
Total	0,67	1,26	1,94

Fonte: Elaboração própria

Assim, as emissões de processo que podem ser capturadas, após descontada a parcela de CO<sub>2</sub> que é removida para a produção de ureia, é de 0,67 Mt/ano. Essa corrente de CO<sub>2</sub> é pura, assim o custo de abatimento para capturar este CO<sub>2</sub>, que é ventado atualmente, é inferior a US\$ 5/tCO<sub>2</sub>, que é o custo apenas de compressão e desidratação. Esse custo foi calculado em simulações no *software* IECM para captura nos setores de cimento e siderurgia. A simulação feita resultou num custo de capital para compressão e desidratação em torno de US\$ 65 milhões para uma quantidade de CO<sub>2</sub> capturado em torno de 4 Mt CO<sub>2</sub>/ano. Nivelou-se o custo a uma taxa de desconto de 12%, e a razão entre esse custo de capital nivelado e a quantidade de CO<sub>2</sub> capturado ao ano resulta em custo de abatimento em torno de US\$ 3/tCO<sub>2</sub>.

Foi também calculado o potencial da captura de CO<sub>2</sub> envolvendo mudança no processo, utilizando, para a produção de hidrogênio, a captura com absorção física, com Selexol como solvente. Essa situação apresenta maior custo de abatimento, já que é necessário alterar o processo produtivo da amônia. Para tal, foi utilizada uma taxa de captura de 73,3% e um consumo de H<sub>2</sub> de 27,4 GJ/t amônia para as plantas da Petrobras, que utilizam gás natural como matéria-prima, e de 36,4 GJ/t amônia para as plantas da Vale, que utilizam, além de gás natural, resíduo asfáltico e hidrocarbonetos leves. Esses dados foram obtidos do capítulo de refino no relatório técnico de CCS.

As emissões de CO<sub>2</sub> para esse cenário com captura com Selexol podem ser vistas na Tabela 95.

Tabela 95 – Emissões de CO<sub>2</sub> para Captura na Produção de Amônia Utilizando Selexol Como Solvente

Empresa	Emissão CO <sub>2</sub> de processo (Mt/ano)	Consumo de CO <sub>2</sub> para produção de ureia (Mt/ano)	Emissão CO <sub>2</sub> de processo após ureia (Mt/ano)	Emissão CO <sub>2</sub> energéticas (Mt/ano)	Emissão total (Mt/ano)
Petrobras (1)	0,42	0,27	0,15	0,19	0,34
Petrobras (2)	0,39	0,36	0,03	0,16	0,19
Vale (1)	0,61	0,35	0,26	0,27	0,53
Vale (2)	0,31	0,00	0,31	0,14	0,45
Total	1,73	0,98	0,75	0,75	1,50

Fonte: Elaboração própria

Comparando a Tabela 94 e a Tabela 95, nota-se que esse novo processo emite 1,50 Mt/ano contra 1,94 Mt/ano do processo anterior, utilizando MDEA para produção de hidrogênio. Assim, essa mudança de processo reduz consideravelmente as emissões.

Para o cálculo de potenciais e custos de abatimento, foram consideradas três situações:

- a) Não muda o processo, mas passa a capturar e, a seguir, muda o processo;
- b) Muda o processo, não captura e, a seguir, captura;
- c) Muda e captura simultaneamente.

Para a opção A, o potencial de abatimento total para todas as quatro plantas de amônia é de 0,67 Mt/ano, que é a diferença entre as emissões de processo antes da produção de ureia (Tabela 92) e o consumo de CO<sub>2</sub> para produção de ureia (Tabela 93). Como o processo não é alterado, o custo de abatimento é inferior a US\$ 5/tCO<sub>2</sub> evitado, que, como já mencionado, é o custo referente apenas a compressão e desidratação.

Para a segunda etapa da opção A, que consiste em mudar o processo, fazendo a captura, o potencial é de 0,51 Mt/ano, que é exatamente a diferença entre as emissões energéticas do processo com MDEA e com o novo processo, com Selexol. O custo de abatimento para essa etapa é de US\$ 197,44/tCO<sub>2</sub> evitado. Esse custo foi calculado a partir das seguintes informações apresentadas na Tabela 96:

**Tabela 96 – Custos para Produção de Hidrogênio Utilizando MDEA e Selexol**

Empresa	Custo Prod. H <sub>2</sub> MDEA (\$/kgH <sub>2</sub> )	Custo Prod. H <sub>2</sub> Selexol (\$/kgH <sub>2</sub> )	Delta Custo (M\$/ano)
Petrobras (1)	1,60	1,83	15,24
Petrobras (2)	1,60	1,83	14,04
Vale (1)	6,00	6,90	47,33
Vale (2)	6,00	6,90	24,34

Fonte: Capítulo de refino no relatório técnico de CCS

A diferença entre os custos nos dois casos foi calculada a partir da Equação 35:

$$A = (B - C) \times D \times E \quad (35)$$

Onde:

A = Delta custo em MUS\$/ano;

B = Custo da produção de H<sub>2</sub> por Selexol em US\$/kg H<sub>2</sub>;

C = Custo da produção de H<sub>2</sub> por MDEA em US\$/kg H<sub>2</sub>;

D = 0,18 tH<sub>2</sub>/t amônia (HYDROCARBON PROCESSING, 2005);

E = Produção de amônia em kg.

Assim, esse custo de abatimento de US\$ 197,44/tCO<sub>2</sub> evitado foi calculado como sendo a razão entre o delta custo e a diferença entre as emissões de CO<sub>2</sub> energético dos dois processos.

Para o caso B, o potencial de mudar o processo, mas não capturar, é de 0,44 Mt/ano, que é a diferença entre as emissões totais de CO<sub>2</sub> no processo com MDEA e no processo com Selexol, ambas após a produção de ureia. Seu custo de abatimento é de US\$ 231,65/tCO<sub>2</sub> evitado, que é a razão entre o delta custo e o potencial de abatimento.

Para a segunda etapa da opção B, que faz a captura já com o novo processo, o custo de abatimento é inferior a US\$ 5/tCO<sub>2</sub> evitado, já que não há alteração de processo, e o potencial é de 0,75 Mt/ano, que é a diferença entre as emissões do processo MDEA, das emissões de CO<sub>2</sub> energético do processo Selexol e do potencial da primeira etapa do caso B, de 0,44 Mt/ano.

Para o caso C, em que há mudança e captura, o potencial é de 1,19 Mt/ano, calculado como sendo a diferença entre as emissões do processo MDEA e das emissões de CO<sub>2</sub> energético do processo Selexol e o custo de abatimento é de US\$ 85,15/tCO<sub>2</sub> evitado, que é a razão entre o delta custo e o potencial de abatimento.

Os potenciais e custos de abatimento se resumem na Tabela 97.

**Tabela 97 – Potenciais e Custos de Abatimento para a Captura na Produção de Amônia no Brasil**

	Potencial (Mt/ano)	Custo (US\$/t CO <sub>2</sub> evitado)
<b>Caso A</b>		
1ª etapa	0,67	5,00
2ª etapa	0,51	197,44
<b>Caso B</b>		
1ª etapa	0,44	231,65
2ª etapa	0,75	5,00
<b>Caso C</b>		
	1,19	85,15

Fonte: Elaboração própria

Sem levar em consideração o tempo, nas opções apresentadas para a captura, todas as três opções são equivalentes em custo total, já que, para um gráfico potencial x custo (Figura 88), suas áreas seriam as mesmas. Isso não acontece em abatimento ou relação benefício-custo. O que vai interferir é o tempo, que considera uma taxa de desconto.

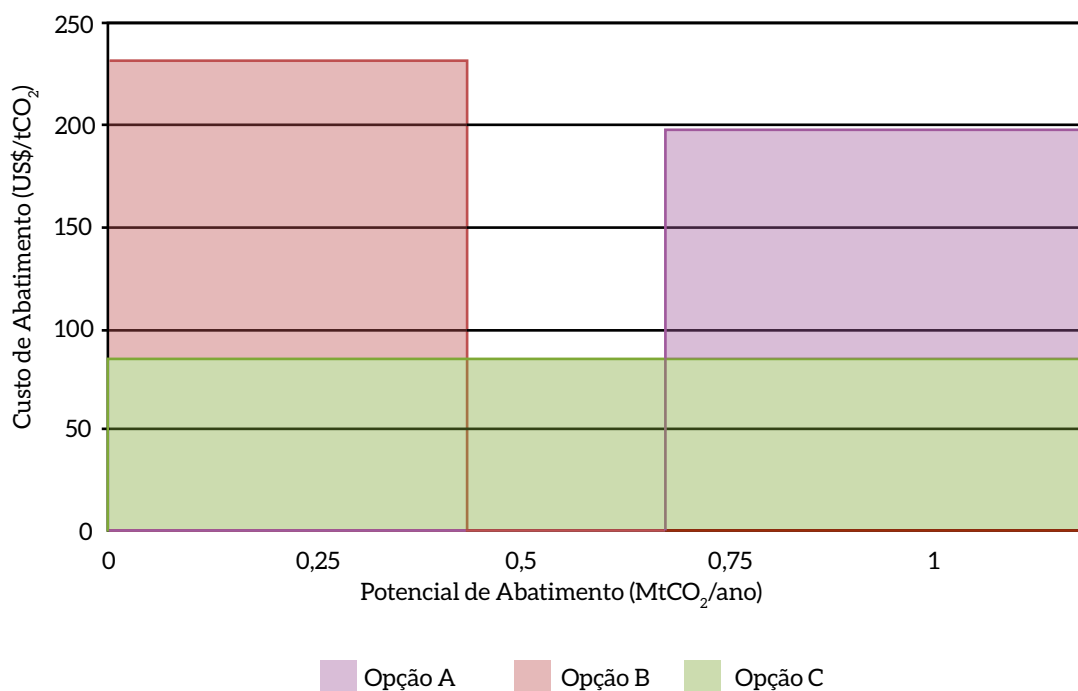


Figura 88 – Gráfico Apresentando as Opções A, B e C

Fonte: Elaboração própria

### 6.3.3 POTENCIAL DA APLICAÇÃO DA CAPTURA DE CARBONO PARA AS PLANTAS DE AMÔNIA FUTURAS

Foi calculado o potencial da aplicação da captura para as plantas de amônia inseridas no plano de expansão do governo. São elas: UFN III, prevista para 2014; UFN IV, prevista para 2018; e UFN V, prevista para 2015. As futuras plantas e suas respectivas produções de amônia e ureia estão apresentadas na Tabela 98.

Tabela 98 – Plantas de amônia e/ou ureia no plano de expansão de fertilizantes

Empresa	Localização	Matéria-prima	Produção amônia (t/ano)	Produção ureia (t/ano)
UFN III	MS	GN	761.000	1.210.000
UFN IV	ES	GN	430.000	763.000
UFN V	MG	GN	519.000	0

Fonte: ANDA, 2013

Os mesmos cálculos foram realizados para estas UFN e, devido à grande quantidade de ureia que será produzida nas UFN III e IV, não sobrarão CO<sub>2</sub> de processo para ser capturado e então estocado. Assim, o potencial de captura de CO<sub>2</sub> foi calculado apenas para a UFN V.



A Tabela 99 apresenta os dados utilizados para o cálculo da UFN V e as emissões de CO<sub>2</sub> para o cenário de referência para essa planta que produz apenas amônia. Nota-se que a quantidade de CO<sub>2</sub> disponível para a captura é de 0,56 Mt/ano, referente ao CO<sub>2</sub> de processo.

**Tabela 99 – Emissões de CO<sub>2</sub> para a Planta de Amônia UFN V para o Processo de Produção de Hidrogênio Usando MDEA**

Planta	Consumo Total (GJ/ t amônia)	Consumo de H <sub>2</sub> (GJ/ tNH <sub>3</sub> )	% CO <sub>2</sub> Capturado (UGH)	CO <sub>2</sub> de processo (Mt/ano)	CO <sub>2</sub> energético (Mt/ano)	Emissão Total (Mt/ano)
UFN V	33,8	32,3	59,20%	0,56	0,43	0,98

Fonte: Elaboração própria a partir do capítulo de refino no relatório técnico de CCS

Assim como para as plantas existentes, foi calculado o potencial da captura de CO<sub>2</sub> envolvendo mudança no processo, utilizando, para a produção de hidrogênio, a captura com absorção física com Selexol como solvente. As emissões para esse novo processo podem ser vistas na Tabela 100. Com a mudança do processo, a quantidade de CO<sub>2</sub> que pode ser capturada é de 0,58 Mt/ano, e a emissão total de CO<sub>2</sub> se reduz de 0,98 Mt/ano (Tabela 99) para 0,84 Mt/ano (Tabela 100).

**Tabela 100 – Emissões de CO<sub>2</sub> para a Planta UFN V para o Processo de Produção de Hidrogênio Usando Selexol**

Planta	Consumo de H <sub>2</sub> (GJ/ tNH <sub>3</sub> )	% CO <sub>2</sub> Capturado(UGH)	CO <sub>2</sub> de processo (Mt/ano)	CO <sub>2</sub> energético (Mt/ano)	Emissão Total (Mt/ano)
UFN V	27,4	73,3%	0,58	0,26	0,84

Fonte: Elaboração própria a partir do capítulo de refino no relatório técnico de CCS

Para o cálculo de potenciais e custos de abatimento, foram consideradas três situações:

- a) Não muda o processo, mas passa a capturar e, a seguir, muda o processo;
- b) Muda o processo, não captura e, a seguir, captura;
- c) Muda e captura simultaneamente.

Para a opção A, o potencial de abatimento da planta UFN V é de 0,56 Mt/ano. Como o processo não é alterado, o custo de abatimento é inferior a US\$ 5/tCO<sub>2</sub> evitado, que, como mencionado, é o custo referente apenas a compressão e desidratação.

Para a segunda etapa da opção A, que consiste em mudar o processo, fazendo a captura, o potencial é de 0,17 Mt/ano, que é exatamente a diferença entre as emissões energéticas do processo com MDEA e com o novo processo, com Selexol. O custo de abatimento para essa etapa é de US\$ 123,41/tCO<sub>2</sub> evitado. Esse custo foi calculado a partir das seguintes informações apresentadas na Tabela 101:

Tabela 101 – Custos para Produção de Hidrogênio Utilizando MDEA e Selexol

Custo Prod. H <sub>2</sub> MEA (\$/kgH <sub>2</sub> )	Custo Prod. H <sub>2</sub> Selexol (\$/kgH <sub>2</sub> )	Delta Custo (M\$/ano)
1,6	1,83	21,07

Fonte: Capítulo de refino no relatório técnico de CCS

Assim, esse custo de abatimento de US\$ 123,41/tCO<sub>2</sub> evitado foi calculado como sendo a razão entre o delta custo e a diferença entre as emissões de CO<sub>2</sub> energético dos dois processos.

Para o caso B, o potencial de mudar o processo, mas não capturar, é de 0,14 Mt/ano, que é a diferença entre as emissões totais de CO<sub>2</sub> no processo com MDEA e no processo com Selexol. Seu custo de abatimento é de US\$ 147,65/tCO<sub>2</sub> evitado, que é a razão entre o delta custo e o potencial de abatimento.

Para a segunda etapa da opção B, que faz a captura já com o novo processo, o custo de abatimento é inferior a US\$ 5/tCO<sub>2</sub> evitado, já que não há alteração de processo, e o potencial é de 0,58 Mt/ano, que é a diferença entre as emissões do processo MDEA, das emissões de CO<sub>2</sub> energético do processo Selexol e do potencial da primeira etapa do caso B, de 0,14 Mt/ano.

Para o caso C, em que há mudança e captura, o potencial é de 0,73 Mt/ano, calculado como sendo a diferença entre as emissões do processo MDEA e das emissões de CO<sub>2</sub> energético do processo Selexol e o custo de abatimento é de US\$ 28,96/tCO<sub>2</sub> evitado, que é a razão entre o delta custo e o potencial de abatimento.



# Questões regulatórias associadas ao transporte de carbono por carbodutos

Capítulo

**7**

## 7 QUESTÕES REGULATÓRIAS ASSOCIADAS AO TRANSPORTE DE CARBONO POR CARBODUTOS

Regulação pode ser definida como uma forma de intervenção do Estado para disciplinar o funcionamento dos mercados, limitando, assim, os graus de liberdade dos agentes econômicos nas tomadas de decisão (CAMARGO, 2012). A ação regulatória se dá por meio de leis, regulamentos e outras regras editadas pelo poder público (ANP, 2013; CAMARGO, 2012). Segundo o artigo 174 da Constituição Federal de 1988, o papel do Estado como regulador é:

Art. 174. Como agente normativo e regulador da atividade econômica, o Estado exercerá, na forma da lei, as funções de fiscalização, incentivo e planejamento, sendo este determinante para o setor público e indicativo para o setor privado.

A tarefa regulatória<sup>107</sup> é motivada por questões como: existência de monopólios; existência de dificuldades decorrentes da assimetria de informações entre agentes; e presença de externalidades (BNDES, 2010; CAMARGO, 2012; VARIAN, 2012).

O monopólio consiste em um modelo de estrutura de mercado oposto ao da concorrência perfeita, pois apenas uma empresa supre toda a oferta do mercado. Inúmeros motivos podem ensejar a formação de um monopólio, por exemplo, restrições legais à entrada de outras empresas – o que ocorreu durante décadas no setor de petróleo no Brasil. Um monopólio é dito natural quando o nível de produção suficiente (ou quase suficiente) para abastecer todo o mercado demandante ocorre ao mínimo custo médio de produção quando concentrada em um único agente (FERGUNSON, 1989). Em uma situação de monopólio natural, o custo marginal – condição econômica de otimalidade de preços – é menor que o custo médio em função de enormes economias de escala. Como resultado, a condição ótima de preço igual a custo marginal gera prejuízo para o monopolista natural (VARIAN, 2012). As características típicas de um monopólio natural são: i) capital intensivo e economia de escala; ii) incapacidade de estocagem e demanda flutuante; iii) presença de rendas de localização; iv) serviço ou produto essencial para os consumidores; v) presença de conexão direta com os consumidores (NEWBERY, 1996; PYNDICK, 2009). O monopólio natural, portanto, é uma condição particular de monopólio. Uma questão importante desse tipo de estrutura de mercado é que o agente produtor/operador pode definir altos preços (muito acima dos custos marginal e médio) com o intuito de maximizar seus lucros. Então, surge a necessidade de intervenção do Estado, ou seja, a criação de uma regulação para controlar as ações do agente produtor/operador (PYNDICK, 2009).

Ao longo da cadeia de um projeto de CCGS, existem segmentos (e.g., nas etapas de coleta e transporte de CO<sub>2</sub>) que apresentam características de monopólio natural, ensejando a necessidade de regulação.

---

<sup>107</sup> Para mais informações sobre regulação para CCGS, ver Costa (2014).

O fenômeno da informação assimétrica envolve duas dimensões principais, uma exógena e outra endógena às firmas, correspondentes, respectivamente, à seleção adversa e ao risco moral (RESENDE, 1997). A seleção adversa é provocada pelo fato de o regulador não ter o mesmo nível de informações que a firma regulada a respeito de fatores exógenos que afetam a eficiência da firma como parâmetros tecnológicos e comportamento da demanda. O risco moral é provocado pelo fato de somente a firma ter conhecimento do resultado de determinados movimentos intrinsecamente endógenos como custos e resultados de medidas administrativas. Este gera a possibilidade de manipulação do esforço pelas firmas, objetivando, por exemplo, a obtenção de vantagens na revisão de contratos ou na estipulação de metas regulatórias (PYNDICK, 2009). Projetos de CCGS têm diversos estágios em que há informação assimétrica entre agentes.

No âmbito das mudanças climáticas globais, o consumo de combustíveis fósseis, principais recursos energéticos atualmente usados, gera grandes quantidades de emissões de GEE, reconhecidas como externalidades negativas. Externalidades (positivas ou negativas) podem ser definidas como efeitos colaterais de uma atividade sobre aqueles que não estão diretamente envolvidos nela (PYNDICK, 2009). Mais precisamente, externalidades são custos ou benefícios incorridos por agentes não envolvidos em determinada atividade econômica em que esses custos-benefícios não são compensados (PEARCE; TURNER, 1991). As externalidades aqui mencionadas são definidas como distúrbios ambientais decorrentes das imperfeições de mercado. Uma vez corrigidas essas imperfeições, via avanços tecnológicos e novos preços que incorporassem os custos ambientais, o mercado promoveria, gradualmente e na ausência de outras falhas, o equilíbrio entre os custos e os benefícios sociais das trocas entre os agentes econômicos (PEARCE; TURNER, 1991; RATHMANN, 2012).

Com o intuito de reduzir as emissões de CO<sub>2</sub>, instrumentos econômicos terminam por criar preços e/ou mercados para essa externalidade, gerando a demanda por medidas de mitigação de emissões. Uma medida que seria promissora, levando em conta a escala das emissões dos setores energointensivos brasileiros, é a captura e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub>, como mostrado ao longo dos capítulos anteriores deste relatório.

As tecnologias de CCGS, ao serem implementadas, provocariam o surgimento de um novo mercado, com diversos novos agentes com diferentes condições de funcionamento ao longo da cadeia de um projeto de CCGS. Esse novo mercado, por sua vez, está sujeito a um conjunto de imperfeições (em especial, situações de monopólio e informação assimétrica) que podem novamente desviar seu funcionamento da condição de otimalidade econômica, como será discutido a seguir.

Portanto, para promover a contestabilidade do mercado, promover o bem-estar e corrigir falhas e externalidades negativas, surge a necessidade de uma regulação específica para essas atividades (KRUGMAN; WELLS, 2007).

A partir dessa contextualização, os objetivos principais deste capítulo consistem na apresentação de questões regulatórias relevantes sobre o tema, citando exemplos de regulações específicas para CCGS no mundo, e na apresentação de uma proposta<sup>108</sup> de estrutura regulatória para captura, transporte e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub> para o Brasil. Essa proposta de estrutura regulatória inclui identificação das informações técnicas necessárias, identificação dos pontos críticos de um projeto de sequestro geológico de CO<sub>2</sub>, respectivas etapas de um projeto de CCGS, além da identificação dos agentes que atuariam no processo e suas respectivas responsabilidades.

---

108 Essa proposta para o Brasil é baseada na tese de doutorado da autora deste capítulo (COSTA, 2014).

## 7.1 REVISÃO DAS REGULACOES DE CCGS EXISTENTES NO MUNDO

A implementação do CCGS ao redor do mundo envolverá tanto questões legais quanto regulatórias. Será necessário elaborar regulações flexíveis e adaptáveis (como será discutido adiante), principalmente nos primeiros anos. Atualmente, os governos da Europa, Estados Unidos e Austrália estão revisando suas regulações de extração e/ou impactos ambientais e simultaneamente desenvolvendo estruturas regulatórias específicas, seja para viabilizar a execução de projetos de demonstração de CCGS, seja para financiar ou facilitar projetos em fase de comercialização (IEA, 2009).

Diversos esforços internacionais e intergovernamentais têm sido feitos nos últimos anos para acelerar a implementação do CCGS. Por exemplo, o Protocolo de Londres foi estabelecido em 2006 para permitir o armazenamento *offshore* de CO<sub>2</sub>, embora ainda não permita a transição entre fronteiras no transporte. Em 2007, a Convenção para a Proteção do Ambiente Marinho do Atlântico Norte-Leste, conhecida como Convenção OSPAR, adotou provisões similares à do Protocolo de Londres, que ainda não entraram em vigor. Além disso, pode-se citar que a revisão feita em 2006 do relatório *Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories*, pelo IPCC, já inclui uma metodologia para contabilizar os efeitos do CCGS. No entanto, ainda não existe um mecanismo internacional de financiamento que auxilie redução de emissões por projetos de CCGS (IEA, 2009).

Em novembro de 2010, a International Energy Agency (IEA) lançou o *Carbon and Capture – Model Regulatory Framework*, relatório cujo objetivo é auxiliar os governos na elaboração de suas regulações de CCGS, identificando as principais dificuldades e tópicos a serem desenvolvidos no tema (IEA, 2010).

O *Framework* é direcionado especialmente para países que estão elaborando ou considerando desenvolver em curto para médio prazo estratégias para facilitar a demonstração do CCGS ou ações regulatórias para projetos de CCGS em larga escala. Particularmente, é do interesse de países em desenvolvimento e/ou países cujo potencial de desenvolvimento do CCGS é considerado grande. Interessante notar que o Brasil se enquadra em ambas as sugestões.

A seguir, são apresentados os tópicos considerados críticos pelo relatório. Pode-se perceber que o relatório envolve todas as etapas do CCGS, incluindo captura, transporte e armazenamento. O relatório indica que a maioria das medidas a serem desenvolvidas envolve o armazenamento e que as dificuldades associadas à captura e transporte provavelmente recairão dentro do escopo de regulações existentes. Por exemplo: regulações de petróleo e gás, mineração, transporte de gás natural ou relativas à saúde e segurança (IEA, 2010).

- Classificação do CO<sub>2</sub>;
- Direitos de propriedade;
- Competição com outros usuários e questões de direitos preferenciais;
- Movimentação do CO<sub>2</sub> entre fronteiras;
- Leis internacionais para a proteção do ambiente marinho;
- Incentivos para a CCGS como parte das estratégias de mitigação de mudanças climáticas;
- Proteção à saúde humana;

- Composição da corrente de CO<sub>2</sub>;
- Função da avaliação de impacto ambiental (AIA);
- Acesso de terceiros ao local de armazenamento e infraestrutura de transporte;
- Envolvimento do público na tomada de decisões;
- Captura de CO<sub>2</sub>;
- Transporte de CO<sub>2</sub>;
- Escopo da regulação e proibições;
- Definições e terminologias aplicáveis às regulações de armazenamento de CO<sub>2</sub>;
- Autorização das atividades de exploração dos locais de armazenamento;
- Regulação da seleção do local e caracterização das atividades;
- Autorização das atividades de armazenamento;
- Inspeções dos projetos;
- Exigências de informação, monitoramento e verificação;
- Medidas corretivas e de remediação;
- Responsabilidade durante o período do projeto;
- Autorização para o fechamento do site de armazenamento;
- Responsabilidade no período após fechamento;
- Contribuições financeiras para transição de posse após fechamento;
- Compartilhamento de conhecimento e experiência a partir da fase de demonstração;
- CCGS *ready*;
- CCGS para fontes de biomassa;
- RAP com CCGS.

Alguns países já têm propostas específicas de sistemas regulatórios para o sequestro geológico de CO<sub>2</sub> (CAMARA et al., 2011; CAMARA, 2009). Países pertencentes ao bloco econômico da União Europeia, os Estados Unidos e a Austrália são referências que foram utilizadas para a elaboração da proposta de regulação brasileira apresentada neste capítulo.

Alguns aspectos foram selecionados para analisar as regulamentações propostas por esses países e regiões. Eles incluem: direitos e responsabilidades referentes à propriedade, direito de exploração (parte do direito de acesso), uso comercial do CO<sub>2</sub> armazenado, responsabilidades pré e pós-armazenamento (relativas a implicações financeiras, de segurança, saúde e meio ambiente). Esses aspectos são apresentados no Quadro 4.

Quadro 4 – Questões Importantes na Elaboração do Sistema de Regulação de CCGS

	União Europeia	Estados Unidos	Austrália
Política climática	Signatário do Protocolo de Quioto com Política Climática e mercado de carbono estabelecido. Deve determinar como o CCGS será enquadrado no comércio de CO <sub>2</sub> .	Não é signatário de Quioto, nenhuma política climática coordenada em âmbito federal, apesar dos esforços do presidente Obama. Projetos pendentes no Congresso e as iniciativas estaduais dominam a questão no país.	Ratificou Quioto em 2007.
Infraestrutura energética	Pesada dependência do carvão em alguns países. A Alemanha decidiu pela diminuição da dependência das centrais nucleares.	Pesada dependência do carvão no Meio-Oeste e estados localizados nas montanhas. Grandes reservas de carvão e grande quantidades de plantas (sem captura de CO <sub>2</sub> ).	Busca crescimento estável, conjugado com uma forte dependência do carvão para a geração de eletricidade. Dependência econômica da exportação de carvão.
Classificação do CO <sub>2</sub>	Definido como “resíduo” ou “categoria especial” da EU no âmbito da Diretiva de aterro de resíduos e água.	A regulação para a injeção subterrânea é baseada na origem do CO <sub>2</sub> e no local de eliminação e não na classificação do próprio CO <sub>2</sub> . CO <sub>2</sub> não é considerado um resíduo.	Não há definição de CO <sub>2</sub> , porém isso não representa uma barreira para a aplicação do CCGS.
Localização dos projetos de CCGS	Os locais <i>offshore</i> são importantes. Não há indícios de grandes projetos <i>onshore</i> . No Mar do Norte, na Formação de Utsira, estima-se que esta tenha capacidade de armazenamento para as emissões da Europa por anos. Existe a necessidade de uma coordenação com os tratados internacionais para a implantação de grandes projetos.	Significativa capacidade de armazenamento geológico <i>onshore</i> . Principais formações seriam os campos de óleo e gás natural (grande número de poços abandonados). Sendo <i>onshore</i> , é necessária atenção aos riscos ecológicos e à saúde humana da injeção de CO <sub>2</sub> .	A Austrália tem metas de projetos de CCGS tanto <i>onshore</i> quanto <i>offshore</i> . No entanto, muitos desses projetos estão localizados afastados dos grandes centros populacionais, o que reduz a preocupação com riscos à saúde humana e questões de segurança.
Direitos de propriedade do subsolo	Direitos minerais e de espaço dos poros (vazios nas formações geológicas), são controladas pelo governo central.	Em terras privadas, os direitos da superfície espaço poroso nas formações geológicas podem ser de diferentes partes, porém o proprietário titular se torna dono, uma vez que os hidrocarbonetos já tenham sido removidos. Em terras públicas, arrendatários podem obter os direitos.	Direitos minerais e de espaço poroso são propriedades do governo.

Fonte: IRGC, 2008

A partir da análise comparativa apresentada, as propostas específicas de regulação para CCGS para Comunidade Europeia, Estados Unidos e Austrália são apresentadas a seguir.



### 7.1.1 PROPOSTA DE REGULAÇÃO DA COMUNIDADE EUROPEIA

Os países pertencentes à Comunidade Europeia apresentaram a proposta de regulação para CCGS em janeiro de 2008. É denominada de Proposta de Diretiva do Parlamento Europeu Relativa ao Armazenamento Geológico de CO<sub>2</sub>.

Segundo a Diretiva da União Europeia, a obrigatoriedade das práticas de CCGS reduziriam desde já as emissões de CO<sub>2</sub>, porém a um custo muito alto inicialmente. Por esse motivo, foi decidido não tornar obrigatória a implementação dessas práticas num primeiro momento. Aspectos relevantes da Diretiva da União Europeia são apresentados no Quadro 5.

Quadro 5 – Proposta de Regulação de CCGS para União Europeia

Direitos e responsabilidades referentes à propriedade	A proposta não explicita quem tem direito de propriedade do subsolo e seus minerais, sendo de responsabilidade do governo central. O operador terá o direito de explorar e armazenar o CO <sub>2</sub> (por meio de licenças) até transferir toda a sua responsabilidade à autoridade competente.
Direito de exploração (direito de acesso)	A proposta aborda a necessidade de obtenção de uma licença de exploração por parte do operador, junto às autoridades competentes, com o intuito de obter o direito de exploração da área, contudo não é permitido realizar outros tipos de operações na área que sejam incompatíveis com a injeção de CO <sub>2</sub> .
Uso comercial do CO <sub>2</sub> armazenado	A proposta não é clara quanto ao uso do CO <sub>2</sub> no período de pós-armazenamento, pois restringe o escopo de um projeto de CCGS até o armazenamento e monitoramento do CO <sub>2</sub> armazenado.
Responsabilidades pré e pós-armazenamento, relativas às implicações financeiras, de segurança, de saúde e meio ambiente	A proposta é clara nesse item. Enquanto o operador tem a licença de operação, este detém a responsabilidade de responder por qualquer situação que ocorra fora do planejado. Além disso, após a entrega para autoridade competente, esta se responsabiliza pela área. A Diretiva remete aos Estados-Membros as questões mais específicas. Seguem alguns trechos da Diretiva que corroboram para o exposto neste item. “Após a transferência da responsabilidade, deverá ser autorizada uma pausa no monitoramento, podendo ser reativado caso sejam identificadas vazamentos ou irregularidades significativas. A autoridade competente não deve cobrar do operador custos de atividades após a transferência de responsabilidade”. “A responsabilidade por danos ambientais (danos causados a espécies e habitats naturais protegidos, à água e ao solo) é regulada pela Diretiva 2004/35/CE do Parlamento Europeu, de 21 de abril de 2004, relativa a responsabilidade ambiental em termos de prevenção e reparação de danos ambientais, que deve ser aplicada ao funcionamento dos locais de armazenamento. A responsabilidade por danos ao clima, como resultado de vazamentos de CO <sub>2</sub> armazenado é contemplada pela inclusão dos locais de armazenamento na Diretiva 2003/87/CE do Parlamento Europeu, de 13 de outubro de 2003, que diz respeito a criação do regime de comércio de licenças de emissão de gases de efeito estufa na Comunidade Europeia Diretiva 96/61/CE, a qual previa a devolução das licenças em casos de vazamentos”. “Os Estados-Membros assegurarão que o requerente de uma licença de armazenamento, antes de entregar o pedido, tome as medidas adequadas, sob a forma de uma garantia financeira (a serem decididas pelos Estados-Membros), para assegurar o cumprimento das obrigações assumidas em conformidade com a presente Diretiva, incluindo os procedimentos relativos ao encerramento e as disposições relativas ao pós-encerramento, assim como eventuais obrigações decorrentes da inclusão no âmbito de aplicação da Diretiva 2003/87/CE”.

Fonte: EU, 2008; CAMARA, 2009

Em dezembro de 2008, foram discutidas pela Comunidade Europeia questões relativas às mudanças climáticas em face da crise econômica ocorrida no mesmo ano. Como desdobramentos dessas reuniões, foram aprovados alguns textos que complementaram as regulações específicas voltadas para a questão das mudanças climáticas na Europa.

Sendo assim, o Parlamento Europeu aprovou e divulgou os seguintes textos:

A Recuperação Avançada de Hidrocarbonetos, ou ainda, Recuperação Avançada de Petróleo – RAP designa a extração de hidrocarbonetos complementar à produzida naturalmente por injeção de água ou outros meios. A RAP dessa forma não é incluída na presente Diretiva. Entretanto, caso a RAP seja combinada com o Armazenamento Geológico de CO<sub>2</sub> aplicam-se as disposições da presente diretiva relativas ao armazenamento ambientalmente seguro. Neste caso, as disposições da presente diretiva relativas a vazamentos não deverão ser aplicáveis a quantidades de CO<sub>2</sub> libertadas por instalações de superfície que não excedam o necessário no processo normal de extração de hidrocarbonetos e não comprometem a segurança do armazenamento geológico e nem afetam o ambiente circundante. O CO<sub>2</sub> liberado para atmosfera deve ser incluído na Diretiva 2003/87/CE do Parlamento Europeu, de 13 de outubro de 2003 (PARLAMENTO EUROPEU, 2008).

Artigo 20 – “Fundo de Reserva – Antes de ser efetuada a transferência de responsabilidade nos termos do n° 3 do artigo 18, os Estados-Membros asseguram que o operador disponibilize a autoridade competente uma contribuição financeira, na forma a ser decidida pelos Estados-Membros. A contribuição deve levar em conta critérios referidos no Anexo 1 e deve ser suficiente para cobrir os custos de monitoramento durante um período de 30 anos que a autoridade competente será responsável” (PARLAMENTO EUROPEU, 2008).

A União Europeia recomenda que todas as novas usinas termoelétricas devam ser *ready*<sup>109</sup> até o final desta década e sugere que até 2020 o setor elétrico seja constituído de plantas com emissão “quase zero”, isto é, que até 2020 todas as plantas deverão ter sofrido *retrofitting* para a captura (IEA, 2007).

As regulações norueguesas de petróleo e controle de poluição existente englobam dois dos cinco maiores investimentos de CCGS em larga escala – os projetos de Spleiner e Snøhvit – em operação desde 1996 e 2007, respectivamente. O desenvolvimento das legislações em relação ao armazenamento e transporte de CO<sub>2</sub> continuam a se basear em regulações existentes do setor de petróleo.

Na Espanha, no entanto, o desenvolvimento dessa regulação foi alinhado às leis relacionadas à mineração. Outro país que também começou a introduzir o conceito *ready* para novas usinas foi a África do Sul ao exigir requisitos mínimos ao projeto da usina Kusile (IEA, 2010).

### 7.1.2 REGULAÇÃO DE CCGS NO REINO UNIDO

O desenvolvimento da política britânica está muito associado à evolução da política europeia. Em dezembro de 2008, a União Europeia, por meio de seu parlamento, decidiu os requisitos mínimos para a definição de uma planta de CCGS *ready* (ROCHEDO, 2012). Nesse momento, o governo britânico reconheceu sua incapacidade de definir com maior clareza esses requisitos e reviu sua regulação em 2009 (MARKUSSON; HAZELDINE, 2010). Os novos critérios incluem análises de viabilidade técnicas de *retrofitting* e transporte, identificação de áreas para o armazenamento geológico e disponibilização de área no terreno da planta para estruturas e equipamentos relacionados à captura.

---

109 As plantas construídas devem prever instalação de equipamentos para captura e transporte de CO<sub>2</sub> (ROCHEDO, 2012).

Além de se adequar à política europeia, o governo britânico relata que a introdução de uma política de plantas *ready* é um estágio preliminar necessário para se alcançar o CCGS (IEA, 2010). Nesse sentido, está sendo considerado que as novas plantas termoelétricas terão, dentro de seu horizonte de tempo, que se adaptar ao CCGS e que uma medida *ready* seria o caminho para evitar barreiras técnicas, econômicas e regulatórias.

### 7.1.3 PROPOSTA DE REGULAÇÃO DOS ESTADOS UNIDOS

As atividades de injeção de substâncias e resíduos no subsolo e em formações geológicas são realizadas há mais de quatro décadas no território norte-americano.

A injeção de CO<sub>2</sub>, especificamente, é realizada nos EUA há, aproximadamente, 40 anos por meio das atividades de recuperação avançada de petróleo (RAP). Existem nos EUA cerca de 13.000 poços em que a injeção de CO<sub>2</sub> é permitida. Destes, cerca de 6.000 poços estão em operação. Além disso, existem milhares de quilômetros de tubulações instaladas para o transporte exclusivo de dióxido de carbono – carbodutos (MARSTON; MOORE, 2008). Os principais carbodutos são apresentados na Tabela 102.

Tabela 102 – Carbodutos Localizados nos EUA

Carboduto	Dono/ Operador	Extensão (km)	Diâmetro (pol)	Capacidade Estimada (MtCO <sub>2</sub> /ano)	Localização Estados
Adair	Apache	24	4	1,0	TX
Anton Irish	Oxy	64	8	1,6	TX
Beaver Creek	Devon	85	-	-	WY
Borger, TX to Camrick, OK	Chaparral Energy	138	4	1,0	TX, OK
Bravo	Oxy Permian	351	20	7,0	NM, TX
Centerline	Kinder Morgan	182	16	4,3	TX
Central Basin	Kinder Morgan	230	16	4,3	TX
Chaparral	Chaparral Energy	37	6	1,3	OK
Choctaw (NEJD)	Denbury <i>Onshore</i> , LLC	294	20	7,0	MS, LA
Comanche Creek (currently inactive)	PetroSource	193	6	1,3	TX
Cordona Lake	XTO	11	6	1,3	TX
Cortez	Kinder Morgan	808	30	23,6	TX
Centerline	Kinder Morgan	182	16	4,3	TX
Central Basin	Kinder Morgan	230	16	4,3	TX
Chaparral	Chaparral Energy	37	6	1,3	OK
Choctaw (NEJD)	Denbury <i>Onshore</i> , LLC	294	20	7,0	MS, LA
Comanche Creek (currently inactive)	PetroSource	193	6	1,3	TX
Cordona Lake	XTO	11	6	1,3	TX
Cortez	Kinder Morgan	808	30	23,6	TX

Carboduto	Dono/ Operador	Extensão (km)	Diâmetro (pol)	Capacidade Estimada (MtCO <sub>2</sub> /ano)	Localização Estados
Delta	Denbury <i>Onshore</i> , LLC	174	24	11,4	MS, LA
Dollarhide	Chevron	37	8	1,6	TX
El Mar	Kinder Morgan	56	6	1,3	TX
Enid-Purdy (Central Oklahoma)	Merit	188	8	1,6	OK
Este I to Welch, TX	ExxonMobil	64	14	3,4	TX
Este II to Salt Creek Field	ExxonMobil	72	12	2,6	TX
Ford	Kinder Morgan	19	4	1,0	TX
Free State	Denbury <i>Onshore</i> , LLC	138	20	7,0	MS
Green Line I	Denbury Green Pipeline LLC	441	24	18,0	LA
Joffre Viking	Penn West Petroleum, Ltd	13	6	1,3	Alberta
Llaro	Trinity CO <sub>2</sub>	85	-	1,6	NM
Lost Soldier/Werrz	Merit	47	-		WY
Mabee Lateral	Chevron	29	10	2,1	TX
McElmo Creek	Kinder Morgan	64	8	1,6	CO, UT
Means	ExxonMobil	56	12	2,6	TX
Monell	Anadarko		8	1,6	WY
North Ward Estes	Whiting	42	12	2,6	TX
North Cowden	Oxy Permian	13	8	1,6	TX
Pecos County	Kinder Morgan	42	8	1,6	TX
Powder River Basin CO <sub>2</sub> PL	Anadarko	201	16	4,3	WY
Raven Ridge	Chevron	257	16	4,3	WY, CO
Sheep Mountain	Oxy Permian	656	24	11,4	TX
Shute Creek	ExxonMobil	48	30	23,6	WY
Slaughter	Oxy Permian	56	12	2,6	TX
Sonat (reconditioned natural gas)	Denbury <i>Onshore</i> , LLC	80	18	3,2	MS
TransPetco	TransPetco	177	8	1,6	TX, OK
WTexas	Trinity CO <sub>2</sub>	97	-	1,6	TX, NM
Wellman	PetroSource	42	6	1,3	TX
White Frost	Core Energy, LLC	18	6	1,3	MI
Wyoming CO <sub>2</sub>	ExxonMobil	180	20–16	4,3	WY
Canyon Reef Carriers	Kinder Morgan	224	16	4,3	TX
Dakota Gasification (Souris Valley)	Dakota Gasification	328	-	2,6	ND, Sask
Pikes Peak	SandRidge	64	8	1,6	TX
Val Verde	SandRidge	134	10	2,01	TX

Fonte: MELZER et al., 2010

O mapa apresentado na Figura 89 indica a disposição e a localização de carbodutos presentes no território norte-americano.

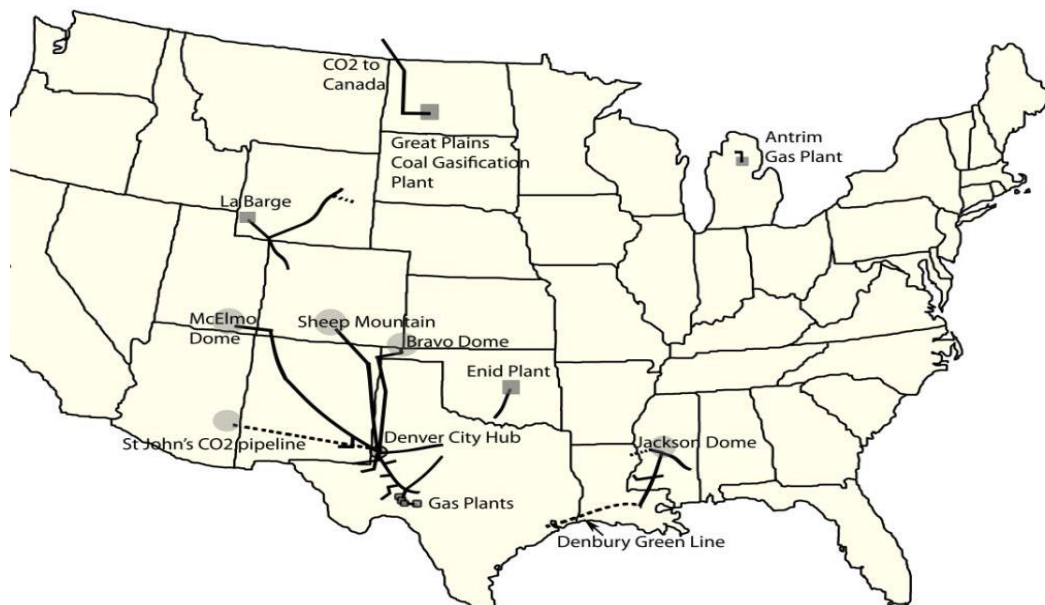


Figura 89 – Mapa de Carbodutos nos EUA

Fonte: MARSTON et al., 2008

Estimativas indicam que são injetadas por ano cerca de 50 MtCO<sub>2</sub> nas atividades de RAP. Isso resulta em emissões acumuladas desde 1972 de aproximadamente 600 MtCO<sub>2</sub> (MARSTON et al., 2008).

Além disso, é importante destacar que regulações relacionadas a RAP, nos EUA, já abordam diversas questões que devem ser consideradas em normas específicas para projetos de armazenamento geológico de CO<sub>2</sub>. Isso ocorre porque RAP é uma das opções consideradas para a etapa de armazenamento.

No caso dos EUA, o órgão responsável por desenvolver parâmetros para injeção e armazenamento de CO<sub>2</sub> é a Agência de Proteção Ambiental (Environmental Protection Agency – EPA). A princípio, a preocupação desse órgão está relacionada à contaminação de mananciais e águas subterrâneas. Por isso, a injeção de CO<sub>2</sub> estaria incluída nas normas referentes à injeção de substâncias no subsolo. O intuito dessas normas é resguardar as fontes de água potável do país. Essas normas fazem parte do Programa de Controle de Injeção de Substâncias no Subsolo (Underground Injection Control Program – UICP) (EPA, 2008), que estabelece cinco classes de poços para injeção. Essas classes são baseadas, sobretudo, no potencial para injeção (tipo de atividade e profundidade da injeção) que pode resultar em ameaça às fontes subterrâneas de águas potáveis. O principal fator para definir cada classe é o tipo de atividade e a natureza geral dos fluidos, associados a essa atividade, com exceção da classe V. A divisão em classes é apresentada a seguir:

- Classe I: injeção de resíduos perigosos, industriais e resíduos urbanos;
- Classe II: relacionada à produção de petróleo e gás;
- Classe III: relacionada à recuperação de minerais;
- Classe IV: outras atividades relacionadas à injeção, em que os dados são insuficientes para avaliar a ameaça às fontes subterrâneas de águas potáveis como os materiais radioativos;
- Classe V: inclui todos os outros tipos não incluídos nas classes anteriores.

Em 2008, a EPA ainda apresentou uma proposta de incluir a injeção de CO<sub>2</sub> na classe V enquanto as práticas de captura e armazenamento ainda estiverem em estágio de desenvolvimento e ocorrerem em pequena escala. A partir do momento que se tornarem práticas maduras e em larga escala, poderia ser criada a classe VI, específica para injeção de CO<sub>2</sub>. Vale acrescentar que existe um projeto completo de captura e armazenamento geológico que une os EUA e o Canadá – Projeto de Weyburn. Ambos os países se dedicam a elaborar mais normas baseando-se na experiência obtida com esse projeto. A proposta dos EUA é apresentada no Quadro 6.

Quadro 6 – Proposta dos Estados Unidos para Regulação de Injeção de CO<sub>2</sub>

Direitos e responsabilidades referentes à propriedade	A proposta não explicita quem tem direito à propriedade do subsolo. Porém, é clara quanto ao período de encerramento da operação e necessidade da elaboração de um relatório final do operador que deve ser entregue à autoridade competente. O objetivo do relatório é fornecer informações sobre as atividades realizadas. Além disso, o operador deve solicitar o registro na escritura da propriedade, das atividades realizadas no local, para informar a um possível comprador que o local foi utilizado para armazenar CO <sub>2</sub> .
Direito de exploração (direito de acesso)	A regulação existente do Programa UIC determina que a injeção em poços deve ser permitida individualmente ou como parte de uma área. Para os projetos de CCGS, seria provável uso múltiplo/simultâneo de vários poços por projeto. Sendo assim, a EPA prevê que a maior parte dos proprietários/operadores solicitou licenças por áreas e não por poços. Sendo assim, propõe-se que, na Classe VI, as licenças concedidas sejam pelo tempo de vida útil do projeto, incluindo a fase de injeção e monitoramento pós-encerramento. A proposta indica claramente as exigências para a solicitação de uma licença para um projeto de CCGS.
Uso comercial do CO <sub>2</sub> armazenado	A proposta não aborda a questão da utilização comercial do CO <sub>2</sub> armazenado.
Responsabilidades pré e pós-armazenamento, relativas às implicações financeiras, de segurança, de saúde e meio ambiente	A proposta é clara quanto às questões do presente quesito. O Programa UIC já prevê quantias para as garantias financeiras para lidar com possíveis problemas durante a operação ou após o encerramento. A existência de leis para a injeção de substâncias no subsolo auxiliou o desenvolvimento da proposta. As responsabilidades pós-armazenamento também são apresentadas nessa proposta. Porém, diferem das demais classes e a EPA sugere que os projetos de CCGS teriam um período de 50 anos. Durante esse período de operação, os operadores devem emitir relatórios periódicos das atividades e, após o prazo de 50 anos, solicitar a licença de encerramento dos poços.

Fonte: EPA, 2008

É importante destacar que a EPA propôs alterações na regulação de CCGS norte-americana. Essas alterações foram publicadas em janeiro de 2014 e devem entrar em vigor definitivamente a partir de março de 2014.

As principais mudanças dizem respeito ao conceito de resíduo contaminante. No texto da regulação de CCGS vigente, correntes de CO<sub>2</sub> a serem injetadas no subsolo são consideradas resíduos contaminantes. A principal preocupação abordada na regulação está relacionada à contaminação de água potável no subsolo norte-americano. Portanto, as alterações preveem que algumas correntes de CO<sub>2</sub> capturado para posteriormente serem injetadas em algum reservatório geológico podem não ser consideradas resíduos contaminantes e, portanto, não apresentariam riscos ao meio ambiente ou à saúde humana (EPA, 2014). Essas alterações acelerariam o processo de aprovação de um projeto de CCGS nos EUA (EPA, 2014).

#### 7.1.4 PROPOSTA DE REGULAÇÃO DA AUSTRÁLIA

Na Austrália, o órgão federal Federal Government's Ministerial Council on Mineral and Petroleum Resources (MCMPR) criou e publicou o *Guia de Princípios Reguladores para Captura e Armazenamento Geológico de CO<sub>2</sub> na Austrália*, em 2005. Nesse documento, são levantadas seis principais questões relacionadas à regulação para CCGS:

- Avaliação do projeto e processos de aprovação;
- Acesso a propriedades e direitos legais;
- Transporte de CO<sub>2</sub>;
- Monitoramento e inspeções;
- Responsabilidade no período pós-encerramento dos reservatórios;
- Aspectos econômicos dessas práticas.

Nesse relatório, também foram atualizadas algumas leis referentes à indústria de exploração de petróleo *offshore*.

O governo australiano, em 2008, alterou a legislação vigente referente a exploração de petróleo e gás *offshore* (Commonwealth Offshore Petroleum Act of 2006 – OPA) com o intuito de garantir acesso aos reservatórios e seus direitos de propriedade quando fosse realizado o armazenamento geológico de dióxido de carbono. A emenda da legislação (*Offshore Petroleum Amendment Act of 2008*) diz respeito às áreas marítimas que fazem parte do território australiano e preveem as práticas de armazenamento geológico como comuns na indústria de petróleo e gás nos territórios australianos. No caso do armazenamento *onshore*, acompanhando o exemplo norte-americano, os estados australianos passaram a desenvolver individualmente suas próprias legislações referentes ao armazenamento geológico de CO<sub>2</sub>. No Quadro 7 é apresentada a proposta para o governo da Austrália.

## Quadro 7 – Proposta do Governo Australiano – Regulação CCGS

Direitos e responsabilidades referentes à propriedade	Destaca a importância de o sistema regulatório não deixar nenhuma possibilidade de lacunas quanto a essa questão, principalmente referente ao direito de propriedade do CO <sub>2</sub> armazenado e dos locais onde o CO <sub>2</sub> é armazenado. Regulação governamental adicional é a melhor opção para preencher a lacuna existente, pois seria transparente, proporcionaria segurança e, especificamente, definiria direitos de propriedade quanto ao CCGS. Os princípios básicos subjacentes de tal regulação seriam os mesmos aplicáveis à exploração mineral e petrolífera: 1) Direitos de superfície e do subsolo devem ser estabelecidos com base em disposições legislativas e estas pertencem ao governo central; 2) Atenção ao ordenamento territorial por parte do governo ao conceder licenças para injeção de CO <sub>2</sub> .
Direito de exploração (direito de acesso)	Não há informações.
Uso Comercial do CO <sub>2</sub> armazenado	Não há informações.
Responsabilidades pré e pós-armazenamento, relativas às implicações financeiras, de segurança, de saúde e meio ambiente	No caso de pós-encerramento, a responsabilidade é do governo federal e é seu papel minimizar os efeitos da injeção de CO <sub>2</sub> no âmbito da saúde da população, do meio ambiente, no âmbito financeiro para os operadores de projetos e para as gerações futuras.

Fonte: CAMARA, 2009; GOVERNO AUSTRÁLIA, 2013

### 7.1.5 CCGS EM OUTROS PAÍSES

Até o momento, as questões sobre CCGS têm se concentrado nos países desenvolvidos, onde a maior parte das atividades relacionadas à CCGS está sendo realizada. No entanto, os cenários globais de mitigações de emissão enfatizam a posição determinante das economias em desenvolvimento. Por exemplo, a projeção da Agência Internacional de Energia (IEA, 2009) relata a redução de um quinto das emissões globais até 2050 por meio de cerca 3.400 instalações globais de CCGS com um número crescente em relação à participação dos países em desenvolvimento (ROMÁN, 2011). O custo total associado a essas reduções está estimado em US\$ 56 bilhões por ano para países desenvolvidos e cerca de US\$ 2,5 bilhões para países em desenvolvimento (ROMÁN, 2011).

No entanto, já existem esforços em projetos de CCGS em ação nesses países. O principal seria o In Salah, na Argélia. Além disso, em 2005, a China criou, em conjunto com o Reino Unido e a União Europeia, o Near Zero Emission Coal Project (NZEC), que pretende introduzir o CCGS na China. Malásia, Indonésia, África do Sul e diversos países do Oriente Médio também têm demonstrado crescente interesse no desenvolvimento dessas tecnologias.

Na América do Sul, o Brasil iniciou uma série de projetos de capacitação técnica, incluindo dois projetos de armazenamento geológico *onshore* (ROMÁN, 2011).



Conforme mencionado, a África do Sul tem se mobilizado para desenvolver o CCGS, a começar pelo *South African CCGS Roadmap* (IEA, 2010), elaborado em 2004 e constituído de cinco etapas. A primeira etapa apresentou o cenário atual do país, que tem emissão de mais de 400 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> por ano, em que se estima que 60% sejam passíveis de captura. Em particular, destaca-se o potencial das correntes concentradas das plantas de gasificação da Sasol. Também foi destacado o potencial da utilização de minas não mais utilizadas, como minas de ouro, para sequestro geológico, apesar da baixa porosidade e permeabilidade.

A segunda etapa incluiu a construção do Centro de CCGS, no início de 2009, a elaboração do *South African CCGS Conference*, em outubro de 2009, e o desenvolvimento de um atlas de potencial armazenamento, ainda não divulgado. Nessa etapa, ainda em execução, serão identificados, discutidos e quantificados os potenciais de captura e armazenamento do país com mais detalhes.

A terceira etapa propõe o primeiro teste de injeção em 2016, em local ainda não selecionado, e a verificação da regulação existente. O quarto estágio está relacionado à comprovação de um projeto completamente integrado até 2020. A última etapa propõe a operação industrial em larga escala até 2025, em concomitância com o plano de longo prazo de redução de emissões de GEE, que prevê um platô nas emissões em cerca de 400 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente por ano, em 2025.

Ainda existem diversos desafios para a introdução de CCGS em larga escala nos países em desenvolvimento, sendo um dos principais a logística associada. Em geral, seriam necessários fortes investimentos em desenvolvimento tecnológico e em infraestrutura e reformulação, ou criação, dos aparatos legais e de regulação.

No entanto, alguns fatores auxiliariam o desenvolvimento do CCGS, por exemplo, o ritmo acelerado de desenvolvimento técnico e econômico da China e de países do Oriente Médio que estão dispostos a correr riscos para acelerar sua economia (ROMÁN, 2011).

Assim, pode-se verificar que existe potencial de curto a médio prazo na implantação do CCGS em países em desenvolvimento, desde que os artifícios de incentivo e regulatório estejam em funcionamento. Apesar de incertezas e riscos, países como Brasil, Índia e África do Sul podem se beneficiar do desenvolvimento de uma política de captura e armazenamento geológico de carbono, dado que esses países já têm regulações industriais robustas (exemplo do setor de petróleo no Brasil) capazes de suportar a implantação do CCGS (ROMÁN, 2011).

No Brasil, ainda não existe regulação que prevê captura, transporte e armazenamento geológico de dióxido de carbono. Em 2011, foi feita uma proposta de estrutura de regulação para armazenamento geológico no Brasil (CAMARA et al., 2011; CAMARA, 2009). Porém, a proposta não alcançou o processo como um todo e apresenta lacunas que foram identificadas. Transporte de CO<sub>2</sub> não foi considerado pela proposta de regulação apresentada, pois seu foco foi a etapa de armazenamento geológico. Portanto, questões como a coleta de CO<sub>2</sub> e a utilização de *hubs*<sup>110</sup> para otimização do transporte de CO<sub>2</sub> até o sumidouro, que são pontos críticos destacados neste documento, não foram apresentadas pela proposta anterior.

---

110 Reservatórios intermediários de CO<sub>2</sub> que seriam utilizados para otimizar o transporte de CO<sub>2</sub> até o sumidouro. Ver capítulo 7 deste documento.

Além disso, a proposta apresentada em 2011 não define a questão dos agentes atuantes no processo, o que é feito com clareza neste capítulo. Sendo assim, na próxima seção, é apresentada uma nova proposta de estrutura para elaboração de regulação para CCGS no Brasil.

A proposta a seguir prevê uma estrutura regulatória que inclui um conjunto de informações e procedimentos (etapas de um projeto, agentes atuantes e órgãos fiscalizadores) para a implementação segura e eficaz de técnicas de CCGS no Brasil com o foco principal nas etapas de transporte e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub>.

## 7.2 PROPOSTA DE ESTRUTURA REGULATÓRIA PARA CCGS NO BRASIL: AGENTES E SUAS RESPONSABILIDADES E AS ETAPAS DE UM PROJETO

O desenvolvimento de um aparato legal e regulatório deve ser realizado com o conhecimento pleno das leis existentes relevantes, pois o CCGS pode ser mais facilmente regulado pela modificação de estruturas existentes, em vez da elaboração de aparatos completamente novos. Em geral, isso pode ocorrer em conjunto com as jurisdições referentes ao setor de petróleo e gás, como foi realizado no Canadá e na Noruega (IEA, 2007). Isso também ocorreu na Austrália, como exposto anteriormente.

A presente proposta inclui, portanto, uma estrutura regulatória que inclui um conjunto de informações e procedimentos (etapas de um projeto, agentes atuantes e órgãos fiscalizadores) para a implementação segura e eficaz de técnicas de CCGS no Brasil com o foco principal nas etapas de transporte e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub>.

A estrutura regulatória aqui apresentada baseou-se na tese de doutorado da autora deste capítulo (COSTA, 2014) e em regulações existentes no mundo, principalmente na União Europeia, nos Estados Unidos e na Austrália. A Austrália, por exemplo, adaptou as normas e regulações existentes relacionadas às atividades de petróleo e gás natural, inserindo normas específicas a respeito de transporte e armazenamento geológico de dióxido de carbono.

É importante ressaltar que o setor de petróleo e gás domina as técnicas de captura, transporte e injeção de gás em reservatórios geológicos. Ou seja, os agentes atuantes no setor de petróleo e gás no Brasil têm experiência em utilizar tecnologias de separação de gases na produção de gás natural que seriam similares às tecnologias utilizadas para a captura de CO<sub>2</sub>, por exemplo. No caso do transporte, o setor também tem experiência nas atividades relacionadas ao transporte de gases por dutos, que é similar ao transporte de CO<sub>2</sub> por dutos. E, por fim, no tocante à injeção de gases em reservatórios de petróleo, que é uma das opções de reservatórios para armazenar CO<sub>2</sub>, empresas já realizam no Brasil a prática de RAP em reservatórios com baixa taxa de recuperação de óleo e gás (PETROBRAS, 2012). Sendo assim, faz sentido que o órgão regulador que deverá adequar e fiscalizar projetos de CCGS no Brasil tenha expertise em regulação no setor de petróleo e gás natural.

A proposta apresentada aqui segue o mesmo viés do modelo adotado pela Austrália e indica que um órgão (autoridade competente federal) vinculado ao setor de óleo e gás seja considerado para regular, supervisionar e fiscalizar as atividades de CCGS no Brasil. A seguir, são apresentados os agentes que deverão atuar na realização de um projeto de CCGS e suas respectivas responsabilidades, e a proposta de estrutura regulatória dividida nas etapas de um projeto de CCGS.

## 7.2.1 AGENTES E SUAS RESPECTIVAS RESPONSABILIDADES

Nesta seção, são apresentados os agentes atuantes em um projeto completo de captura, transporte e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub> e definidas as respectivas responsabilidades (COSTA, 2014).

O proponente do projeto pode ser a fonte estacionária emissora (empresa, indústria ou geradora de eletricidade) ou uma terceira parte. O proponente do projeto tem a responsabilidade de apresentar todos os estudos, relatórios, informações técnicas do projeto de CCGS ao órgão regulador para aprovação e solicitação de licenças/permittões para as etapas de todo o projeto. Também deve ser responsável pela contratação dos agentes operadores e pela carga de CO<sub>2</sub> capturada (carregador de CO<sub>2</sub>). Deve, ainda, criar um fundo para compensação de danos causados ao meio ambiente durante as pesquisas/exploração para realização do projeto. A quantia a ser depositada no fundo deve ser definida pelo órgão regulador (autoridade competente federal – ACF) (COSTA, 2014).

O operador de coleta de CO<sub>2</sub>/hubs é o agente que opera os carbidutos de coleta do CO<sub>2</sub> das fontes emissoras até os hubs. Pode ser definido por meio de chamada pública, por exemplo, e deve obter licenças (prévia, de instalação e operação). Essas licenças devem ser solicitadas ao órgão ambiental federal. O operador de coleta/hubs deve ser regulado pela autoridade competente federal e é responsável pela elaboração e emissão de boletins informativos de acompanhamento das operações. Esses boletins devem estar disponíveis para a consulta da autoridade competente federal (COSTA, 2014).

O operador do transporte é o agente que opera os carbidutos de transporte de CO<sub>2</sub> a partir dos hubs até os sumidouros (reservatórios geológicos). Pode ser definido por meio de chamada pública (menor tarifa US\$/tCO<sub>2</sub>.km e que atenda aos requisitos técnicos), por exemplo. Deve ser regulado pela autoridade competente federal. É responsável pela elaboração e emissão de boletins informativos de acompanhamento das operações e esses boletins devem estar disponíveis para consulta pelo órgão regulador (ACF) (COSTA, 2014).

O carregador de CO<sub>2</sub> é o agente que contrata o serviço de coleta e transporte de CO<sub>2</sub> e é o responsável pela carga de CO<sub>2</sub> capturada. Pode ser o proponente do projeto de CCGS (COSTA, 2014).

O operador de injeção é o agente que realiza as atividades de injeção de CO<sub>2</sub>. Pode ser definido por meio de chamada pública, por exemplo. É de responsabilidade do operador de injeção emitir boletins informativos periódicos durante as atividades de injeção. Esses boletins devem estar disponíveis para consulta da ACF. Esse agente deve ser fiscalizado pela ACF (COSTA, 2014).

O agente de responsabilidade final, que assumirá a responsabilidade de monitorar os reservatórios na etapa de pós-encerramento, quando ocorre a transferência de responsabilidade, pode ser a União. Esse agente deve realizar medições e emitir boletins informativos de acompanhamento do CO<sub>2</sub> armazenado e deve ser fiscalizado pela ACF (COSTA, 2014).

Os *stakeholders* são os indivíduos impactados direta ou indiretamente pelo projeto e são importantes no desenvolvimento de um projeto de CCGS. Principalmente, a parcela referente ao público. A opinião pública pode atrasar e até mesmo impedir o desenvolvimento do projeto (COSTA, 2014).

A autoridade competente federal (ACF) ou órgão regulador atua sobre todos os demais agentes. Tem a responsabilidade de fiscalizar todos os agentes nas suas respectivas etapas de atuação (COSTA, 2014).

Uma sugestão de ACF ou do órgão regulador seria um braço da ANP, ou seja, uma equipe técnica que se tornaria especializada em sequestro geológico de CO<sub>2</sub> pertencente à ANP. A ANP é responsável por regular e supervisionar acordos e atividades econômicas relacionadas à indústria de petróleo e gás natural no Brasil. Além disso, é de responsabilidade da ANP a elaboração de normas para os processos de leilão dos blocos de reservas de petróleo e gás natural. E ainda fiscaliza e regula o desenvolvimento dos campos, exploração e produção de óleo e gás natural no Brasil (COSTA, 2014).

A ANP foi considerada possível órgão regulador nesta proposta porque é responsável pela regulação das atividades do setor petróleo no Brasil, como explicitado. Como o setor de petróleo e gás natural domina as técnicas de captura, transporte e injeção de gás em reservatórios geológicos, faria sentido adotar o mesmo órgão regulador para a fiscalização dos projetos CCGS no Brasil. Esse, inclusive, é o modelo adotado pela Austrália em sua regulação para CCGS (GOVERNO CENTRAL AUSTRALIANO, 2011).

No caso da adoção de um braço da ANP como órgão regulador para atividades de CCGS no Brasil, a ACF estaria vinculada ao Ministério de Minas e Energia (COSTA, 2014). Porém, se for criado um novo órgão regulador (ACF) para fiscalizar as atividades de CCGS no Brasil, este poderia estar vinculado ao Ministério da Ciência, Tecnologia, Inovações e Comunicações (MCTIC) já que as questões relacionadas às mudanças climáticas estão sob o comando desse ministério.

É importante destacar que, em princípio, o marco dutoviário no Brasil se refere apenas ao gás natural, ou seja, não existe regulação específica para dutos de CO<sub>2</sub>. É a Lei do Gás (Lei nº 11.909/2009), complementada pelo Decreto nº 7.382 /2010. Nesse marco, a Agência Nacional de Transportes Terrestres (ANTT) não tem nenhum papel. Cabe à ANP toda a regulação; à EPE, os estudos de expansão da malha; e ao MME, a publicação do plano de expansão e a indicação dos dutos a serem propostos para chamada pública de capacidade de alocação de demandas. De acordo com o exposto pela ANTT, a sua responsabilidade se define pela seguinte transcrição (ANTT, 2014): "É competência da Agência Nacional de Transportes Terrestres - ANTT articular-se com entidades operadoras do transporte dutoviário, para resolução de interfaces intermodais e organização de cadastro do sistema de dutovias do Brasil".

Sendo assim, se o CO<sub>2</sub> for entendido como pertencente à indústria de hidrocarbonetos (como o sugerido nesta proposta de estrutura regulatória), poderá ser enquadrado na regulação existente para gás natural e regulado pela ANP. A regra jurídica geral é que a legislação específica supera a genérica. Ou seja, se existir regulação específica para dutos de CO<sub>2</sub>, vale a específica. Caso contrário, valerá aquela para gás natural.

A autoridade competente de planejamento é responsável por realizar estudos e pesquisas destinados a subsidiar o planejamento, principalmente relacionado ao manejo de CO<sub>2</sub>. Seria responsável por planejar a construção e expansão da rede de dutos para o transporte de CO<sub>2</sub>, por exemplo. Essa autoridade estaria vinculada ao governo federal, como é o caso da EPE. Inclusive, uma sugestão para esse agente seria a própria EPE, que já realiza estudos e pesquisas no setor de energia e tem expertise em projetos de gasodutos (EPE, 2014).

O órgão ambiental federal (Ibama) é responsável por emitir licenças (prévia, de instalação e operação) nas etapas de um projeto de CCGS em que estas são necessárias.

A Figura 90 ilustra a estrutura organizacional do governo federal, incluindo as autoridades competentes propostas neste capítulo. No caso, estão representadas a ACF, que seria o órgão regulador, e a autoridade competente de planejamento, que seria o órgão responsável por realizar estudos e pesquisas destinados a subsidiar o planejamento de atividades relacionadas ao manejo de CO<sub>2</sub>. Ambas poderiam estar vinculadas a um ministério a ser definido.

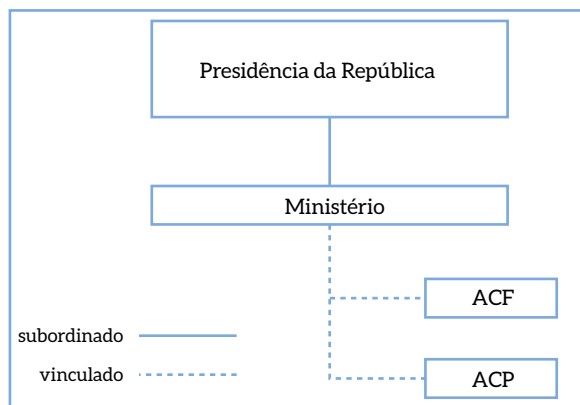


Figura 90 – Estrutura Organizacional Proposta

Fonte: COSTA, 2014

Obs.: ACF – Autoridade Competente Federal  
ACP – Autoridade Competente de Planejamento

A regulação deve seguir a ordem das etapas de um projeto de armazenamento geológico de CO<sub>2</sub>, já apresentadas (DNV, 2010). Sendo assim, a estrutura regulatória aqui apresentada é elaborada dessa forma.

## 7.2.2 ETAPAS DA ESTRUTURA REGULATÓRIA PARA CCGS NO BRASIL

A estrutura regulatória proposta pode ser dividida em duas fases. A primeira diz respeito às duas primeiras etapas do processo, que correspondem a um pré-projeto e inclui a coleta de informações técnicas e o planejamento do projeto. A segunda está relacionada ao restante das etapas (3 a 8) e corresponde ao projeto de CCGS em si, em que são apresentadas as etapas de execução do projeto, as atividades relacionadas a cada etapa e o papel de cada agente de processo e agente regulador (COSTA, 2014).

Antes de iniciar o primeiro projeto de CCGS no Brasil, considerando um cenário em que o governo incentivaria a implementação das técnicas de CCGS, este deve prever rotas de transporte de CO<sub>2</sub> (hubs e carodutos). Essas rotas devem ser planejadas pela autoridade competente de planejamento (ACP) indicada. Caso durante a proposição de um projeto o agente proponente do projeto indique a necessidade de expandir a rede de transporte de CO<sub>2</sub>, isso será solicitado pela ACF à ACP, antes que seja realizada a chamada pública para definição dos agentes operadores no projeto.

## FASE 1: PRÉ-PROJETO

### ETAPA 1: COLETA DE INFORMAÇÕES TÉCNICAS E PROPOSTA DE PROJETO

Uma proposta de projeto de CCGS deve ser apresentada à ACF designada. Uma equipe técnica especializada em sequestro geológico de CO<sub>2</sub> pertencente à autoridade competente avaliaria a proposta de projeto, que deve conter informações técnicas como:

- Mapeamento geológico e estudos sísmicos dos possíveis sumidouros; estudos relacionados a engenharia e geologia dos reservatórios para armazenamento (sumidouros) também devem ser considerados;
- Mapeamento das rotas de transporte de gás natural e/ou carbo-dutos pré-existentes que poderiam ser utilizadas; mapeamento de *hubs* existentes;
- Mapeamento das fontes de CO<sub>2</sub> “capturável”;
- Vazões de CO<sub>2</sub> (volume transportado e injetado/ unidade de tempo).

Com base nas informações preliminares apresentadas e na avaliação econômica preliminar, caso o projeto tenha relevância e seja aprovado pela ACF, deve ser emitido um documento contendo essa aprovação. Caso não seja aprovado, deve ser revisto e adequado às solicitações da ACF e submetido à ACF novamente.

A partir daí, serão solicitados pela ACF, na Etapa 2, estudos mais detalhados de viabilidade técnica e econômica.

### ETAPA 2: PLANEJAMENTO DO PROJETO

O proponente do projeto deve emitir relatórios contendo os estudos de viabilidade solicitados e submetê-los à aprovação da autoridade competente. Os relatórios sobre os estudos devem conter informações mais específicas do que aquelas apresentadas na proposta de projeto, como: fontes emissoras selecionadas e suas localizações; quantidade de CO<sub>2</sub> estimada a ser capturada, transportada e injetada; parâmetros do CO<sub>2</sub> para ser transportado. Os parâmetros devem estar de acordo com a Tabela 103.

Tabela 103 – Parâmetros Sugeridos pela Literatura para o Transporte de CO<sub>2</sub>

Característica	Valores sugeridos	Referências
Pressão	150-180 bar	HOFFMANN, 2010; OLAJIRE, 2010; ROCHEDO, 2012.
Temperatura	5-10 °C ( <i>offshore</i> ) e temperatura ambiente ( <i>onshore</i> )	ARAÚJO et al., 2011; IEA, 2013.
Concentração de CO <sub>2</sub>	85-90%	ROCHEDO, 2012; HOFFMANN, 2010.
Teor de N <sub>2</sub>	3% mol	ARAÚJO et al., 2011.
Umidade	600-700 ppm	HOFFMANN, 2010; ROCHEDO, 2012.
Vazão de CO <sub>2</sub>	A ser definida no projeto	-

Fonte: COSTA, 2014

Além das informações, devem ser definidas estimativas da distância a ser percorrida e área selecionada para armazenamento. O proponente deve estimar o consumo extra de energia devido ao consumo da planta de captura (penalidade energética) e o possível aumento do custo do produto oriundo da fonte emissora. Nessa etapa, também devem ser definidos os prazos de projeto, como início da construção da unidade de captura e início de operação.

No caso de uma termelétrica, por exemplo, a planta geraria menos eletricidade devido ao consumo de vapor d'água da planta de captura. Isso deve estar de acordo com o órgão regulador do setor elétrico (ANEEL). Para a elaboração de estudos detalhados, a questão do despacho dessa térmica deve estar alinhada com a Aneel para que a geração de energia e, conseqüentemente, a emissão de CO<sub>2</sub> proveniente da térmica sejam previstas com acurácia. Isso deve ser feito para que o sistema de transporte e armazenamento de CO<sub>2</sub> não sofra impactos na operação.

Caso os relatórios não sejam aprovados, deve ser justificada a reprovação, com informações técnicas, por parte da ACF, e definidos os prazos a serem cumpridos para realizar os ajustes necessários. Caso aprovados, é emitido um documento de aprovação por parte da equipe técnica da ACF.

A partir da aprovação dos estudos de viabilidade técnica e econômica por parte da ACF, deve ser feito um plano de execução em que serão detalhadas ainda mais todas as informações, inclusive projetos e custos de construção e implementação das instalações e equipamentos necessários; cronograma das atividades; plano de monitoramento e plano de remediação. O plano de remediação inclui as medidas que devem ser tomadas em caso de vazamento de gás (CO<sub>2</sub>) e de acidentes nas instalações e/ou com os operadores das instalações. Caso o plano de execução do projeto não seja aprovado, deve ser justificada a reprovação, com informações técnicas, por parte da ACF, e definidos os prazos a serem cumpridos para realizar os ajustes necessários. Caso aprovado, é emitido um documento de aprovação por parte da equipe técnica da ACF.

Deve ser feita, então, a solicitação para uso da área escolhida para armazenamento. Para tanto, deve ser submetido à ACF um plano de avaliação da área, contendo estudos geológicos e cálculo da estimativa da capacidade de armazenamento das formações geológicas. Então, deve ser emitido relatório contendo esse plano de avaliação, caracterização técnica da área e plano de desenvolvimento de injeção. O regulador deve analisar o relatório completo da área a fim de avaliar se os conceitos de engenharia são, de fato, aplicáveis aos sítios selecionados.

Com a aprovação do plano de avaliação, são emitidas certidões da autoridade competente para iniciar o projeto.

Em paralelo, deve ser solicitado o uso de coleta e transporte de CO<sub>2</sub>. Deve ser realizado um plano de avaliação mostrando a rota escolhida para a coleta de CO<sub>2</sub> (da fonte emissora até o *hub*) e para o transporte (*hub* até sumidouro). Caso já existam os dutos para o traçado escolhido, o carregador deve solicitar ao responsável pelos dutos o seu uso. Caso não existam os dutos, cabe ao órgão regulador solicitar à ACP vinculada ao governo federal a expansão da rede de dutos.

Nesse momento, devem ser realizadas chamadas públicas para que todos os agentes interessados em coletar, transportar e injetar o CO<sub>2</sub> se apresentem. Os agentes que cumprirem os requisitos técnicos e apresentarem as menores tarifas de coleta, transporte e injeção ganham as chamadas públicas e são selecionados para coletar e transportar o CO<sub>2</sub> nos reservatórios. A injeção teria preço (R\$/tCO<sub>2</sub> injetado) definido por livre negociação. Uma sugestão para compor as tarifas seria embutir nelas os custos de coleta e transporte acrescidos do valor a ser depositado no fundo/seguro exigido pelo órgão regulador.

Nessa etapa, o papel do regulador está relacionado com a análise de todos os relatórios apresentados e à comunicação entre o proponente do projeto e os outros órgãos e agentes participantes. E devem ser solicitadas licenças prévias de instalação e operação ao órgão ambiental competente. De posse das licenças, o proponente do projeto inicia as atividades.

Como dito, é recomendável que, nesse momento, se deposite seguro/caução em um fundo para compensação de possíveis danos ambientais causados por pesquisas, exploração e execução do projeto. O valor a ser depositado deve ser indicado pela ACF.

## **FASE 2: EXECUÇÃO DO PROJETO**

### **ETAPA 3: CAPTURA DE CO<sub>2</sub>**

Nessa etapa, é necessário apresentar boletins informativos contendo a quantidade de CO<sub>2</sub> capturada por unidade de tempo e os parâmetros de CO<sub>2</sub> medidos e suas análises. Esses boletins devem estar disponíveis para consulta do órgão regulador e devem estar de acordo com os parâmetros estabelecidos na Etapa 2. Os parâmetros são apresentados na Tabela 103.

Além disso, antes que ocorra a transferência de responsabilidade do proponente do projeto/carregador de CO<sub>2</sub> para o operador de coleta de CO<sub>2</sub>/operador de *hub*, deve ser emitido relatório contendo as informações técnicas do CO<sub>2</sub> a ser coletado e informações do agente que vai assumir a responsabilidade. Se essas informações estiverem de acordo com o apresentado na Etapa 2, a ACF emite documento de aprovação e é realizada a transferência de responsabilidade.

### **ETAPA 4: COLETA DE CO<sub>2</sub>**

A coleta de CO<sub>2</sub> é de responsabilidade do operador de coleta de CO<sub>2</sub>. Devem ser emitidos boletins informativos de operação e prestação de contas por parte do operador de coleta de CO<sub>2</sub>, os quais ficam disponíveis para a consulta da ACF. Caso a ACF identifique anomalias na operação da coleta de CO<sub>2</sub>/hubs, pode ocorrer a suspensão da operação.

Entre as Etapas 3 e 4, ocorre a primeira transferência de responsabilidade entre agentes do processo, como citado na Etapa 3. A responsabilidade deixa de ser do proponente do projeto/carregador de CO<sub>2</sub> e passa a ser do operador de coleta de CO<sub>2</sub>/hubs. A partir da aprovação da ACF citada na Etapa 3, é garantido o acesso à rede de coleta de CO<sub>2</sub>.



A fiscalização da coleta de CO<sub>2</sub> até os *hubs* e o transporte de CO<sub>2</sub> entre *hubs* são realizados pela ACF, de modo a evitar questões relativas às disparidades entre normas estaduais, como ocorre, por exemplo, na distribuição de água, esgoto e gás natural. Portanto, a ACF torna-se responsável por fiscalizar a rede de carbodutos de forma homogênea, seguindo as mesmas normas federais, o que resultará em uma operação mais homogênea e controlada no país.

Nessa etapa, pode ocorrer transporte de CO<sub>2</sub> entre *hubs*, estando estes localizados na mesma unidade da Federação ou não. Caso os *hubs* pertençam ao mesmo estado, o operador do *hub* a jusante do sistema torna-se responsável pela operação, e a ACF continua a fiscalizar ambos. Caso os *hubs* não pertençam ao mesmo estado, deve ser elaborado um acordo por escrito em que o operador do *hub* a jusante do sistema torna-se responsável pela operação, e a fiscalização será também papel da ACF.

Para realizar a transferência de responsabilidade do operador de coleta de CO<sub>2</sub>/*hubs* para o operador de transporte, deve ser emitido relatório com informações técnicas do CO<sub>2</sub> a ser transportado e do agente que vai assumir a responsabilidade. Se essas informações estiverem de acordo com o apresentado na Etapa 2, a ACF emite documento de aprovação e é realizada a transferência de responsabilidade.

## ETAPA 5: TRANSPORTE

O transporte do CO<sub>2</sub> utilizando carbodutos a partir dos *hubs* até os sumidouros é de responsabilidade do operador de transporte e deve ser regulado pela ACF.

Os relatórios emitidos pelo operador de coleta de CO<sub>2</sub>/*hubs*, na Etapa 4, são avaliados pela ACF e, caso aprovados, é garantido o acesso aos carbodutos, ocorrendo, assim, a transferência de responsabilidade do operador de coleta de CO<sub>2</sub>/*hubs* para o operador de transporte. Caso não sejam aprovados, a operação pode ser suspensa.

A atividade de transporte de CO<sub>2</sub> pode ser exercida por sociedade ou consórcio, com sede e administração no país, por conta e risco do operador de transporte selecionado na chamada pública realizada na Etapa 2. O livre acesso aos dutos é facultado a qualquer interessado na sua utilização, existentes ou a serem construídos por meio de chamada pública. O operador de transporte selecionado para realizar a atividade de transporte de CO<sub>2</sub> poderá explorar somente as atividades relativas ao transporte de CO<sub>2</sub>. Caso o mesmo agente realize as atividades de transporte (operador de transporte) e injeção (operador de injeção), existe a obrigação de separação contábil entre as atividades.

Devem ser emitidos boletins informativos de acompanhamento das operações de transporte por parte dos operadores de transporte. Esses boletins devem estar disponíveis para a consulta da ACF.

Para realizar a transferência de responsabilidade do operador de transporte de CO<sub>2</sub> para o operador de injeção, deve ser emitido relatório com informações técnicas do CO<sub>2</sub> a ser injetado e do agente que vai assumir a responsabilidade. Se essas informações estiverem de acordo com o apresentado na Etapa 2, a ACF emite documento de aprovação e é realizada a transferência de responsabilidade.

## ETAPA 6: INJEÇÃO

Essa etapa é de responsabilidade do operador de injeção e deve ser fiscalizada pela ACF. Os relatórios emitidos pelo operador de transporte, na Etapa 5, são avaliados pela ACF e, caso aprovados, é garantido o acesso aos reservatórios, ocorrendo, assim, a transferência de responsabilidade do operador de transporte para o operador de injeção. Caso não sejam aprovados, a operação pode ser suspensa.

A partir da transferência de responsabilidade, o agente de injeção coloca em prática o plano de desenvolvimento para injeção de CO<sub>2</sub> nos reservatórios apresentado à ACF, na Etapa 2. O operador de injeção deve emitir boletins informativos de operação e prestação de contas, e esses boletins devem estar disponíveis para a consulta da ACF. Caso a ACF identifique anomalias na operação, pode solicitar a sua suspensão.

No momento em que o reservatório atingir a capacidade máxima de armazenamento estimada na Etapa 2, deve-se solicitar o encerramento do reservatório. Caso a capacidade máxima ainda não tenha sido atingida e o projeto em questão finalizado, o operador de injeção pode continuar a atuar em um novo projeto ou em algum projeto em paralelo.

## ETAPA 7: ENCERRAMENTO

Essa etapa só ocorre quando o reservatório atingir sua capacidade máxima para armazenamento.

O monitoramento deve continuar a ser realizado por parte do operador de injeção com aval do proponente do projeto, e devem ser elaborados boletins informativos de acompanhamento por parte do operador pelo período solicitado pelo órgão regulador. Uma sugestão para o período de monitoramento por parte do operador de injeção seria, pelo menos, dois anos a partir do momento de injeção do último volume de CO<sub>2</sub> do projeto. Isso porque só é possível identificar a presença do CO<sub>2</sub> no reservatório utilizando equipamentos e técnicas de sísmica dois anos após sua injeção. O órgão regulador deve fiscalizar o encerramento do reservatório. Os relatórios de encerramento são avaliados pela autoridade competente.

A análise dos documentos está sujeita a aprovação, reprovação ou solicitação de ajustes. Caso aprovada, é emitida a certidão de aceite do encerramento por parte da autoridade competente, que autoriza o encerramento. Caso sejam solicitados ajustes, a autoridade competente deve prover informações técnicas que caracterizem sua decisão.

O regulador deve colaborar para que o operador de injeção entre em consenso com as revisões sugeridas e analisar se as sugestões foram incorporadas ao projeto. Caso a permissão seja negada novamente, o regulador deve de novo caracterizar tecnicamente sua decisão por meio de documento escrito.

O regulador deve colaborar para que o proponente do projeto, em conjunto com o operador de injeção, apresente metas e resultados esperados condizentes com o proposto inicialmente para realizar o encerramento do sítio. Além disso, deve analisar o plano de monitoramento e verificação do sítio para a etapa de pós-encerramento das atividades. Essas metas e o plano de monitoramento devem estar de acordo com o previsto na Etapa 2, pelo plano de execução.

O regulador deve avaliar o relatório de encerramento, verificando os resultados (quantidade de CO<sub>2</sub> armazenado, tempo de injeção, análise geológica da região, comportamento da formação geológica durante o processo). Caso os resultados estejam de acordo com o proposto inicialmente pelo projeto, a permissão para encerrar as atividades é concedida. Caso a resposta seja negativa, o regulador deve informar as razões técnicas que justifiquem a proibição do encerramento.

## ETAPA 8: PÓS-ENCERRAMENTO

Nessa etapa, ocorre a transferência de responsabilidade do reservatório, do operador de injeção para o agente final. Uma possibilidade de agente final a ser considerada é a União. O regulador deve exigir relatórios parciais que contenham a evolução e o comportamento dos reservatórios, seguindo o plano de monitoramento estabelecido anteriormente na etapa em que são estabelecidas as condições para encerramento do sítio. O agente final passa a monitorar o CO<sub>2</sub> armazenado com o auxílio técnico do órgão regulador. Caso ocorra algum vazamento ou problema no reservatório, o fundo criado pelo proponente do projeto deve ser utilizado para ações preventivas e/ou remediadoras.

Durante todas as etapas, o proponente do projeto e os operadores devem estar alinhados não só com as autoridades competentes, mas também com os *stakeholders*, para que o andamento do projeto ocorra como previsto (DNV, 2010).

A Figura 91 ilustra o fluxograma em que é apresentada a visão completa de todas as etapas do processo.

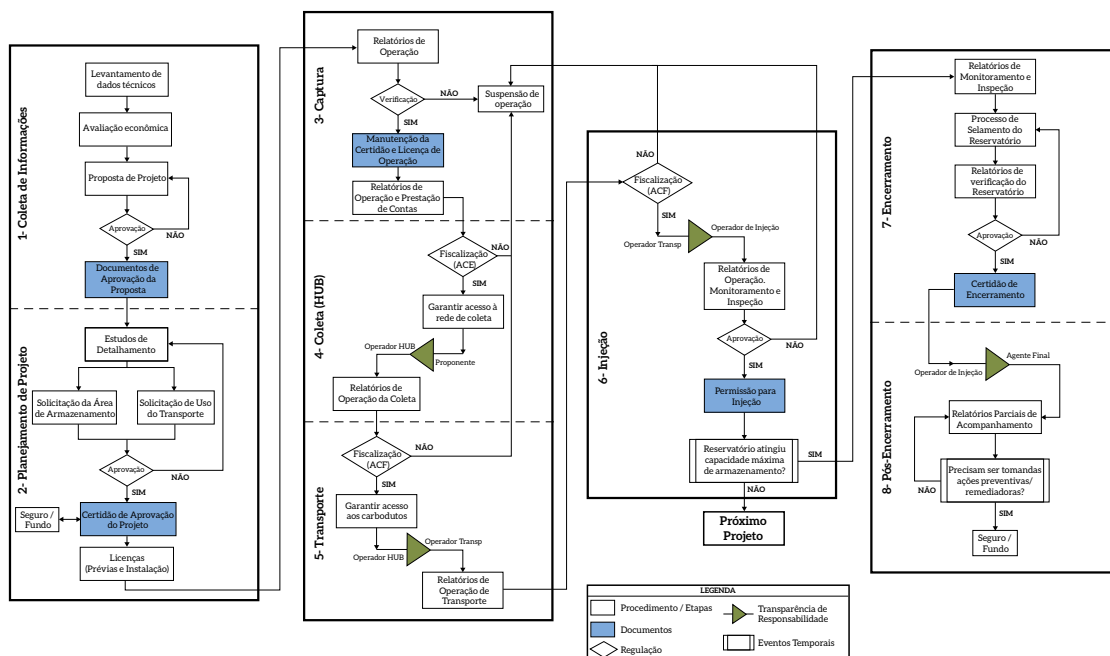


Figura 91 - Fluxograma Completo de Todas as Etapas da Estrutura Regulatória

Fonte: COSTA, 2014

### 7.2.3 APLICAÇÃO DOS FUNDAMENTOS DE REGULAÇÃO À ESTRUTURA DE PROJETO DE CCGS PROPOSTA PARA O BRASIL

De acordo com a Figura 92, as principais etapas de um projeto de CCGS são: captura, coleta de CO<sub>2</sub>, transporte de CO<sub>2</sub> e injeção de CO<sub>2</sub>. Em cada uma dessas etapas, o mercado terá estruturas diferentes que serão definidas pelas características dos serviços prestados e dos agentes atuantes ao longo da cadeia.

A Figura 92 ilustra as etapas principais da fase de execução de um projeto CCGS, os agentes responsáveis e as autoridades competentes reguladoras.

ETAPA	Captura	Coleta	Transporte	Injeção
ILUSTRAÇÃO				
RESPONSÁVEL	Proponente	Operador HUB	Operador Transporte	Operador Injeção
REGULADOR	A.C.F.	A.C.F.	A.C.F.	A.C.F.

Figura 92 – Etapas Principais de um Projeto de CCGS

Fonte: COSTA, 2014

Para implementar as tecnologias de CCGS como medida de mitigação das emissões de CO<sub>2</sub> (externalidades negativas) provenientes dos setores de energia e energointensivos brasileiros, é necessário que exista uma política pública nesse sentido. A política pública apresentaria planos e programas voltados para a redução das emissões de CO<sub>2</sub> no Brasil. Assim, o carbono emitido pelas instalações industriais e energéticas teria um valor mediante limite de emissões de CO<sub>2</sub> (*cap*) ou mediante taxaço.

No caso da captura de CO<sub>2</sub>, o agente atuante será o proponente do projeto/carregador de CO<sub>2</sub>. Então, no que diz respeito à entrada e saída de agentes do mercado, estará limitada por questões intrínsecas ao processo: custo de captura (instalação de uma planta e equipamentos); infraestrutura necessária para realizar a captura; área disponível para instalação de uma planta de captura (*footprint*); disponibilidade hídrica para alimentar a planta no caso de separação de gases por absorção química. Nesse caso, o órgão regulador ou ACF terá o papel de apoiar a política pública estabelecida.

Nas etapas de coleta e transporte de CO<sub>2</sub>, o mercado teria estrutura de monopólio natural. Ou seja, não é a opção mais barata cada fonte emissora construir sua própria rede de dutos, o que justifica o planejamento centralizado de dutos e de hubs.

Quanto à definição de tarifas, estas podem ser estabelecidas por meio de chamada pública, seguida de licitação para concessão das operações. Nessas etapas, os agentes que apresentassem as menores tarifas ganhariam os direitos de operar. O órgão regulador teria papel importante nessas etapas. Quanto à tarifa, deveria definir um teto para o leilão das tarifas a serem cobradas pelos operadores, evitando, assim, abusos por parte dos monopolistas. Além disso, deveria garantir a qualidade do serviço.

Ainda sobre as etapas de coleta e transporte de CO<sub>2</sub>, no que diz respeito às questões de assimetria de informações, o órgão regulador poderia minimizar seus efeitos, solicitando boletins informativos periódicos das operações e informações sobre investimentos realizados na própria rede de dutos e relatórios a cada transferência de responsabilidade com informações das metas atingidas e das dificuldades enfrentadas durante o projeto.

Na etapa de injeção, a estrutura de mercado poderia ser a de mercado livre, em que mais de um agente pode atuar. Portanto, nessa etapa, o órgão regulador teria o papel de garantir o livre acesso dos agentes aos dutos. Porém, a etapa de injeção pode não engendrar um mercado com muitos agentes, já que a quantidade de reservatórios e sua capacidade de armazenamento são limitadas. Além disso, os reservatórios a serem utilizados estão limitados pela rede de transporte de CO<sub>2</sub> uma vez que a rede não chegará a todos os reservatórios possíveis. No tocante à definição de preço, estes seriam definidos por livre negociação, ou seja, cada agente definiria seu preço, dado que seria um mercado livre. Nesse caso, podem surgir peculiaridades no mercado. Uma empresa de petróleo, por exemplo, pode se interessar por injetar o CO<sub>2</sub> para realizar RAP. Nesse caso, poderia apresentar preço muito baixo ou mesmo pagar pelo CO<sub>2</sub>, dependendo da sua necessidade, considerando que teria nova receita advinda do óleo e do gás extras. Quanto à assimetria de informações, o órgão regulador poderia solicitar boletins informativos periódicos das operações e relatórios a cada transferência de responsabilidade entre os agentes. Outro papel do regulador na etapa de injeção é garantir que a responsabilidade pelo CO<sub>2</sub> passe do agente de transporte para o agente de injeção mediante pagamento do serviço.

Após a etapa de injeção, a cada encerramento de projeto, a responsabilidade pelo CO<sub>2</sub> continua a ser do operador de injeção, que mantém o monitoramento constante. No momento em que o reservatório atingir sua capacidade máxima, este será selado e encerrado. Nesse momento, ocorre a última transferência de responsabilidade em que o agente final pode ser a União. Nesse caso, o órgão regulador deve garantir que ocorra a transferência de responsabilidade mediante apresentação de relatórios técnicos. Caso o agente final não seja a União, mas uma empresa interessada em monitorar e assumir essa responsabilidade, o órgão regulador deve garantir que a responsabilidade pelo CO<sub>2</sub> no reservatório seja transferida do operador de injeção para o agente final, mediante pagamento pelo serviço.

Assim, a partir das informações e análises apresentadas neste documento, captura e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub> se mostrou opção promissora para mitigar emissões de GEE em larga escala no Brasil, no horizonte de 2050. Porém, para implementá-la, é necessário que exista regulamentação específica para o novo mercado que pode surgir, estabelecendo procedimentos e normas para a execução de projetos de carbodutos.

## 7.3 PROPOSIÇÃO DE INSTRUMENTOS DE POLÍTICA PÚBLICA PARA ADOÇÃO DO CCS NO BRASIL

Além da questão regulatória relacionada ao transporte e armazenamento de CO<sub>2</sub> no Brasil, outras políticas poderiam auxiliar a implementação de CCS no Brasil, como investimento em projetos de pesquisa e desenvolvimento e divulgação de informação e conhecimento sobre o tema. Essas políticas são descritas a seguir.

### PROJETOS DE PESQUISA, DESENVOLVIMENTO E DEMONSTRAÇÃO

Refere-se ao apoio ao desenvolvimento tecnológico tanto de medidas inovadoras disruptivas quanto de medidas que dependem de demonstração e do aprendizado tecnológico. Incluem investimento direto, incentivos fiscais, criação de nichos de mercado por meio de compras governamentais etc., como descrito na apresentação deste relatório.

Os sistemas de captura e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub> são reconhecidos mundialmente como alternativas para reduzir emissões de dióxido de carbono provenientes de fontes estacionárias (IEA, 2008; IPCC, 2007; ROCHEDO, 2011; NOGUEIRA et al., 2014; COSTA, 2009; COSTA, 2014).

Essas práticas, além de outros setores, são utilizadas no setor de petróleo mundial para reduzir as emissões, por exemplo, na exploração de campos *offshore* na Noruega (Campo de Sleipner) e em campos *onshore* na Argélia (IEA, 2010; COSTA, 2009; RODDY, 2012; COSTA, 2014).

No Brasil, um grupo de pesquisa na Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul (PUC/RS) mantém o Centro de Excelência em Pesquisa de Armazenamento de Carbono e vem desenvolvendo o CarbMap Brazil (atlas de reservatórios geológicos para armazenamento de carbono no Brasil). Esse grupo também tem desenvolvido projetos de demonstração de injeção de CO<sub>2</sub> em camadas de carvão na Bacia Sedimentar do Paraná.

No Programa de Planejamento Energético da UFRJ existe um grupo de pesquisa que vem desenvolvendo um número significativo de teses, dissertações e projetos nesse tema desde 2009 (PPE, 2015).

Portanto, com o objetivo de incentivar a implementação de CCS no Brasil, seria importante o apoio ao desenvolvimento de dissertações e teses (mestrado e doutorado) e projetos por meio de editais que financiassem a pesquisa nesse tema. Além disso, seria importante criar laboratórios para testar em menor escala os impactos do armazenamento de CO<sub>2</sub> em sumidouros geológicos e projetos de rede de dutos para coleta de CO<sub>2</sub> a partir das fontes estacionárias. Dessa forma, algumas das barreiras citadas poderiam ser superadas.

### INFORMAÇÃO E EDUCAÇÃO

Com o objetivo de eliminar barreiras de mercado associadas a assimetrias de informação e altos custos de transação relacionados à capacitação de agentes, propõe-se:

- Estabelecer cursos de formação técnica que permitam que profissionais brasileiros tenham a capacidade de desenvolver e dar assistência a produtos relacionados com a implantação de rede de carbodutos e armazenamento geológico no Brasil. A correta execução dessa política permitirá não só acelerar o desenvolvimento dos sistemas de CCS, mas também criar empregos, tanto diretos quanto indiretos;

- Criar associações que possibilitem espaços abertos para que os agentes interessados (entidades e agentes do governo; institutos de pesquisa, desenvolvimento e inovação; universidades; indústria de TIC em *hardware*, *software* e equipamentos; e empresas do setor energético) possam compartilhar experiências, opiniões e informações técnicas;
- Incentivar a divulgação de estudos e trabalhos técnicos no tema, visando à informação da população e à consequente aceitação por parte da opinião pública de que é uma grande barreira a implementação de redes de dutos, por exemplo, de acordo com experiências internacionais.

### 7.3.1 DISCUSSÃO

A partir das informações apresentadas anteriormente, é possível concluir que a implementação das tecnologias de CCGS no Brasil, com o intuito de corrigir as externalidades negativas (emissões de CO<sub>2</sub>) geradas nos setores energointensivos brasileiros, seria motivada pela existência de instrumentos de política pública para reduzir essas emissões. Com a implementação desses instrumentos, surgiria um mercado com diversos novos agentes e estruturas que necessitariam de regulação específica. O órgão regulador teria inicialmente o dever de apoiar a política pública.

Fica evidente o papel importante da captura e armazenamento geológico de carbono nos diversos setores da economia brasileira no que se refere à redução de emissões de GEE. Portanto, para a implementação dessa medida, são propostas políticas que auxiliariam o processo.

No caso de instrumentos regulatórios, a necessidade de regulação se justifica, principalmente, pela presença de segmentos na cadeia de um projeto de CCGS, que seriam monopólios naturais. Por exemplo, as etapas de coleta e transporte de CO<sub>2</sub> que se caracterizam por uma estrutura em rede (carbodutos). Uma estrutura em rede gera economias de escopo, de escala e de coordenação, subaditividade de custos, e requer a operação centralizada dos serviços, fatores que reforçam a presença de apenas uma empresa abastecendo o mercado (GORINI, 2004). Sendo monopólios naturais, a intervenção do Estado é necessária para, por exemplo, minimizar os efeitos da assimetria de informações e para controlar as tarifas nesses segmentos da cadeia.

Para isso, foi proposta uma estrutura regulatória inédita para CCGS no Brasil. Nessa proposta, estão incluídas as etapas de um projeto de CCGS completo, os agentes atuantes em todo o processo e suas respectivas responsabilidades. Para cada etapa, foram sugeridos procedimentos e definido o papel do órgão regulador e dos operadores. Por ser uma proposta de estrutura regulatória e não uma regulação em si, limitações como estabelecimento de normas, definições de períodos de projeto (concessão) e valores a serem depositados nos fundos/seguro foram identificadas. Portanto, a estrutura aqui presente deve servir como base teórica e ponto de partida para a elaboração de uma regulação específica para CCGS. Este estudo, apesar de inédito, não é definitivo. Outra conclusão interessante é que, devido à grande experiência do setor de petróleo e gás natural nas atividades de toda a cadeia de um projeto de CCGS, faria sentido que o órgão regulador responsável por CCGS no Brasil tivesse experiência em regular o setor de petróleo e gás natural, modelo adotado pela Austrália.

No que se refere às demais políticas propostas, estas também são de grande importância para superar barreiras de mercado, como mostrado na seção anterior.

Diante do exposto, ficou evidente a relevância do tema abordado, já que, a partir das informações e análises apresentadas, pode-se concluir que o sequestro geológico de CO<sub>2</sub> é opção promissora para mitigar emissões de GEE. Essa tecnologia pode vir a ser implementada no Brasil no futuro, pois há a iminência de restringir os limites de emissões de GEE nos setores energético e industrial. Portanto, para implementar essas técnicas em território nacional, é necessário que exista uma regulação específica

a fim de controlar o novo mercado que pode surgir, além de estabelecer procedimentos, normas para a execução de projetos desse tipo, projetos de pesquisa e desenvolvimento e disseminação de informações sobre o tema por meio de capacitação técnica e divulgação de estudos.

A seguir, apresenta-se o resumo dos instrumentos de política e cobenefícios da implementação do CCS no Brasil.

**Quadro 8 – Resumo de Instrumentos de Política Pública e Cobenefícios da adoção do CCS no Brasil**

Barreiras	Instrumentos de Política Pública	Cobenefícios
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Falta de classificação do CO<sub>2</sub></li> <li>• Definição dos direitos de propriedade</li> <li>• Competição com outros usuários e questões de direitos preferenciais</li> <li>• Movimentação do CO<sub>2</sub> entre fronteiras</li> <li>• Leis internacionais para a proteção do ambiente marinho</li> <li>• Composição da corrente de CO<sub>2</sub></li> <li>• Acesso de terceiros ao local de armazenamento e infraestrutura de transporte</li> <li>• Falta de envolvimento do público na tomada de decisões</li> <li>• Ausência de uma rede de dutos específicos para o transporte de CO<sub>2</sub></li> <li>• Escopo da regulação e proibições</li> <li>• Ausência de regulação da seleção do local e caracterização das atividades</li> <li>• Ausência de autorização das atividades de armazenamento</li> <li>• Descumprimento das exigências de informação, monitoramento e verificação</li> <li>• Falta de adoção de medidas corretivas e de remediação</li> <li>• Ausência de definição de responsabilidade durante o período do projeto</li> <li>• Ausência de definição de autorização para o fechamento do sítio de armazenamento</li> <li>• Ausência de definição de responsabilidade no período após fechamento</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Apoio ao desenvolvimento de dissertações e teses (mestrado e doutorado) e projetos por meio de editais que financiassem a pesquisa nesse tema</li> <li>• Criação de laboratórios para testar em menor escala os impactos do armazenamento de CO<sub>2</sub> em sumidouros geológicos e projetos de rede de dutos para coleta de CO<sub>2</sub> a partir das fontes estacionárias</li> <li>• Proposta de estrutura regulatória que contenha um conjunto de informações e procedimentos (etapas de um projeto, agentes atuantes e órgãos fiscalizadores) para a implementação segura e eficaz de técnicas de CCGS no Brasil com o foco principal nas etapas de transporte e armazenamento geológico de CO<sub>2</sub></li> <li>• Cursos de formação técnica que permitam que profissionais brasileiros tenham a capacidade de desenvolver e dar assistência a produtos relacionados com a implantação de rede de carbidutos e armazenamento geológico no Brasil. A correta execução dessa política permitirá não só acelerar o desenvolvimento dos sistemas de CCS, mas também criar empregos diretos e indiretos</li> <li>• Associações que possibilitem espaços abertos para que os agentes interessados (entidades e agentes do governo; institutos de pesquisa, desenvolvimento e inovação; universidades; indústria de TIC em <i>hardware</i>, <i>software</i> e equipamentos; e empresas do setor energético) possam compartilhar experiências, opiniões e informações técnicas</li> <li>• Divulgação de estudos e trabalhos técnicos no tema, visando à informação da população e consequente aceitação por parte da opinião pública de que é uma grande barreira a implementação de redes de dutos, por exemplo, de acordo com experiências internacionais</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Aceleração do desenvolvimento dos sistemas de CCS e criação de empregos diretos e indiretos;</li> <li>• Redução de emissões de CO<sub>2</sub> nos setores energointensivos brasileiros</li> <li>• Surgimento de um novo mercado com agentes e serviços e consequente geração de riqueza e empregos para o Brasil</li> <li>• Possibilidade de geração de energia elétrica utilizando combustíveis como o carvão sem aumento das emissões de GEE e, assim, garantir a segurança energética num cenário de redução de emissões</li> </ul>

Fonte: Elaboração própria





# Considerações finais



---

## CONSIDERAÇÕES FINAIS

Este estudo estimou potenciais e custos de captura de carbono em instalações energéticas e industriais brasileiras. Trata-se de um resultado inédito para um país emergente, cujas emissões de CO<sub>2</sub> associadas ao uso de combustíveis fósseis devem crescer, em um cenário referencial, sobretudo em função de um maior uso de termelétricas a gás ou carvão, e aumento de produção e processamento de petróleo no Brasil. Por seu lado, o caso brasileiro também é emblemático diante das perspectivas de Bio-CCS em destilarias de etanol próximas a bacias sedimentares brasileiras (com potencial de EOR) e mesmo em face do papel potencial da captura de carbono em plantas industriais em que se destacam os segmentos cimenteiro e siderúrgico.

As estimativas mostram que os custos de captura são positivos, porém relativamente baixos no caso de plataformas de petróleo e de unidades de geração de hidrogênio. Para as plataformas, a linha de base incluirá a captura de carbono, na medida em que esta permite que o gás natural extraído tenha sua composição ajustada e possa ser transportado – i.e., a captura de CO<sub>2</sub> deve ser realizada por motivos econômicos, independentemente de questões ambientais. Para as UGH, a viabilidade da captura dependerá do espaço disponível nas refinarias brasileiras e mesmo nas plantas de produção de amônia.

A captura em destilarias de etanol também pode ocorrer a custos relativamente reduzidos e se tornar viável, se for considerada a receita adicional associada ao EOR em campos maduros de petróleo no Brasil. Tal ocorre mesmo quando se adicionam os custos de transporte e de injeção de CO<sub>2</sub>.

Para os outros setores avaliados, a captura de carbono se encontra também disponível, mas a custos que superam 30 US\$/tCO<sub>2</sub> e, em alguns casos, atingem cerca de 115 US\$/tCO<sub>2</sub>. Nestes últimos casos, ainda que o potencial seja relevante, a captura somente ocorrerá perante patamares compatíveis de precificação de carbono.

Os resultados de todos os setores estudados são resumidos e apresentados na Tabela 104.

**Tabela 104 – Resumo das Estimativas de Potenciais e Custos para CCS nos Diferentes Setores**

Setor	Opção Escolhida	Potencial de Captura (MtCO <sub>2</sub> /ano)	Custo (US\$/tCO <sub>2</sub> )	Observações
E&P	Membrana (módulo UOP Separex™)	5	16	Gás natural com 10% mol teor de CO <sub>2</sub> Custo da membrana US\$ 100/m <sup>2</sup>
			21	Gás natural com 10% mol teor de CO <sub>2</sub> Custo da membrana US\$ 400/m <sup>2</sup>
		23	4	Gás natural com 45% mol teor de CO <sub>2</sub> Custo da membrana US\$ 100/m <sup>2</sup>
			6	Gás natural com 45% mol teor de CO <sub>2</sub> Custo da membrana US\$ 400/m <sup>2</sup>
Refino de petróleo	Oxicombustão para FCC	8	74	Possível limitação associada ao <i>footprint</i> da planta de captura e ao espaço disponível em refinarias existentes
	UGH – absorção com Selexol e ATR/PSA	7	30	
Destilaria de etanol	Desidratação para captura de emissões da fermentação de etanol de cana-de-açúcar	2	10	Os valores são maiores se consideramos o transporte de CO <sub>2</sub> , mas não superam mesmo assim 28 US\$/tCO <sub>2</sub> para parcela relevante das plantas
Setor elétrico	Pós-combustão carvão nacional s/ cocombustão de biomassa	47	61 – 64	Simulações realizadas para diferentes sistemas de resfriamento
	Pós-combustão carvão nacional c/ cocombustão de biomassa	54	43 – 46	
	Pós-combustão carvão importado (PCC) Pré-combustão carvão importado (IGCC)	46 47 – 61	55 47 – 50	Gasificadores da GE (Texaco) e Shell
	Pós-combustão gás natural	35	50 – 60	Pós-combustão com reciclo de exausto
Cimento	Absorção química s/ restrição de água	47	102	Caldeira a coque p/ geração de vapor
	Absorção química c/ restrição de água	31	102	Caldeira a coque p/ geração de vapor
Siderurgia	TGRBF	24	112	Tecnologia disponível em 2030
	Captura na cogeração para plantas BF	16	116	Pós-combustão com aminas
Amônia	Captura na produção de hidrogênio	1,2	85	Captura com mudança de processo para produção de H <sub>2</sub> via absorção física

Fonte: Elaboração própria

Para o setor elétrico, a captura afeta a flexibilidade operativa de termelétricas a gás natural e não necessariamente representará emissões de CO<sub>2</sub> menores na geração elétrica brasileira – isso porque as UTE a gás natural flexíveis podem tornar-se crescentemente importantes como forma de absorver a variabilidade de geração de fontes renováveis, como eólica e solar (variabilidade de curto prazo), e mesmo usinas hidrelétricas com menor capacidade de armazenamento (variabilidade de médio prazo).

Embora seja consistentemente identificada como medida de mitigação relevante, existe grande incerteza acerca da aceitação e disponibilidade da opção CCS em um futuro próximo. Essas incertezas incluem esferas tecnológicas, econômicas, regulatórias e sociopolíticas. Trata-se de um círculo vicioso, em que o investimento atual em CCS não ocorre porque é muito alto. Contudo, há expectativa acerca da redução desse investimento, que depende do desenvolvimento tecnológico no presente. Em outras palavras, adiar investimentos em CCS entra em conflito com a própria expectativa de sucesso futuro do CCS.

Mais que isso, o transporte e o armazenamento geológico de carbono, apesar de, na média, não representarem o principal fator de custos da opção CCS, podem vir a enfrentar barreiras de ordem regulatória. Com efeito, de acordo com os resultados apresentados no Componente 2 do projeto, que trata da modelagem integrada das opções de mitigação de GEE, a opção CCS ganha relevância em cenários de baixo carbono, principalmente no que diz respeito ao setor de destilarias de etanol, que apresenta o menor custo de captura. Nesse caso, chama atenção a enorme demanda por transporte de CO<sub>2</sub> no território nacional, através de dutos que não estão construídos e cujo arranjo institucional para expansão e operação inexistente.

Em suma, cenários integrados de baixo carbono mostram que a opção de Bio-CCS tem relevante potencial já em 2030 a cerca de 50 US\$/tCO<sub>2</sub>. Sendo assim, surgem questões institucionais relacionadas ao transporte de CO<sub>2</sub> que devem ser analisadas e solucionadas. De fato, em 2030 a necessidade de carbidutos chegaria a cerca de 10% da atual capacidade de transporte de CO<sub>2</sub> dos EUA (103 MtCO<sub>2</sub>/ano, conforme IEAGHG, 2014). Em 2050, para as mesmas condições, chegar-se-ia a cerca de 75% da atual capacidade de transporte estadunidense.

Enquanto a captura de carbono precisa vencer aspectos tecnológicos relacionados, sobretudo, a experiência e aprendizagem, o transporte por dutos requer a existência de um arranjo institucional capaz de lidar com questões como aceitabilidade social, planejamento de *hubs*, direito de propriedade, definição de tarifas e monitoramento do armazenamento. Atualmente, o Brasil já enfrenta o desafio de expandir sua rede de gás natural, dado o alto custo inicial e a natureza monopolista do transporte por dutos. O gás natural é um produto comercializável, ao contrário do CO<sub>2</sub>, que é uma externalidade negativa cujo valor está associado às políticas de mitigação das emissões de GEE.<sup>112</sup> Portanto, é de se esperar que seja ainda mais difícil criar e gerir um arranjo institucional para a construção de dutos para o transporte de carbono no Brasil.

Este estudo representa, portanto, o potencial de uma medida de mitigação de GEE transversal aos setores-chaves da economia e mostra que, no médio e longo prazo, deve ser levada em consideração para ajudar na transição para uma economia de baixo-carbono no Brasil.

---

**112** Apesar de poder haver um preço para parte do CO<sub>2</sub> – por exemplo, aquele que usado na recuperação avançada de petróleo (EOR) –, isso não significa que haja atualmente um grande mercado para CO<sub>2</sub> no Brasil.



Referências

## REFERÊNCIAS

ADANEZ, J. et al. Progress in chemical-looping combustion and reforming technologies: A review. *Progress in Energy and Combustion Science* 38, p. 215-282, 2012.

AIR LIQUIDE. *Sustainable Development Report*. 2011. Disponível em: <<http://www.airliquide.com>>. Acesso em: 14 out. 2011.

ALIBABA. *Informações sobre caminhões de transporte de CO<sub>2</sub>*. 2014. Disponível em: <<http://www.alibaba.com/showroom/co2-transport-truck.html>>. Acesso em: 30 jul. 2014.

ALLINSON, W. G.; NGUYEN, D. N.; BRADSHAW, J. The economics of geological storage of CO<sub>2</sub> in Australia. *APPEA Journal*, 623, 2003.

ALSTOM. ALSTOM's chemical looping combustion prototype for CO<sub>2</sub> capture from existing pulverized coal fired power plants. Apresentação. CO<sub>2</sub> CAPTURE TECHNOLOGY MEETING, Pittsburgh, EUA, 2012.

AMARAL, A. Remoção de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S do gás natural por contactores de membranas. 2009. 104 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

ANDERSON, J.; LUNDGREN, J.; MARKLUND, M. Methanol production via pressurized entrained flow biomass gasification – Techno-economic comparison of integrated vs. stand-alone production. *Biomass and Bioenergy* 64, p. 256-268, 2014.

ARACRUZ. Insumo feito em casa. *Aracruz em revista*, n. 179, fev. 2008. Disponível em: <[http://www02.abb.com/global/seitp/seitp202.nsf/c71c66c1f02e6575c125711f004660e6/bd25e-b826e1956138325740500577483/\\$FILE/Revista+Aracruz.pdf](http://www02.abb.com/global/seitp/seitp202.nsf/c71c66c1f02e6575c125711f004660e6/bd25e-b826e1956138325740500577483/$FILE/Revista+Aracruz.pdf)>. Acesso em: 16 jul. 2014.

ARASTO, A. et al. Costs and potential of carbon capture and storage at an integrated steel mill. *Energy Procedia*. Finland, 2013.

ARAUJO, L. P. de O. *Sumário mineral – Carvão mineral 2013*. Disponível em: <<http://www.dnpm.gov.br/conteudo.asp?IDSecao=68>>. Acesso em: 16 ago. 2014.

ARTANTO, Y. et al. Performance of MEA and amine-blends in the CSIRO PCC pilot plant at Loy Yang Power in Australia. *Fuel*, v. 101, p. 264-275, 2012.

ASIA-PACIFIC ECONOMIC COOPERATION – APEC. *Building capacity for CO<sub>2</sub> capture and storage in the APEC region – A training manual for policy makers and practitioners*. APEC Energy Working Group Project EWG 03/2004T. Prepared by Delphi Group and Alberta Research Council, March 2005.

ASPELUND, A.; JORDAL, K. The interface between CO<sub>2</sub> capture and transport. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 1, 343-354, 2007.

ASSIS, O. C. et al. Barracuda and Caratinga giant oil fields, deep water Campos Basin, Brazil. OFFSHORE TECHNOLOGY CONFERENCE, OTC-8879-MS, Houston, Texas, USA, 5 April 1998.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS INDÚSTRIAS DE REFRIGERANTES E DE BEBIDAS NÃO ALCOÓLICAS – ABIR (Brasil). *Consumo de todas as bebidas comerciais 2005-2010*. 2011. Disponível em: <<http://abir.org.br/2011/10/24/dados-de-mercado-2011/>>. Acesso em: 17 abr. 2013.

BACHU, S. et al. CO<sub>2</sub> storage capacity estimation: Methodology and gaps. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v. 1, p. 430-443, 2007.

BACHU, S. Sequestration of CO<sub>2</sub> in geological media in response to climate change: capacity of saline aquifers to sequester CO<sub>2</sub> in solution. *Energy Conversion and Management*, v. 44, p. 3151-3175, 2003.

BACOCOLI, G.; CAMPOS, O. A. J.; MORALES, R. G. Namorado Field, major oil discovery in campos basin, Brazil. Abstract. *AAPG Bulletin*, v. 63, n. 3, p. 412-412, 1979. Disponível em: <<http://archives.datapages.com/data/bulletns/1977-79/data/pg/0063/0003/0400/0412.htm>>. Acesso em: 17 jul. 2014.

BAKER, R. W.; KAAEID, L. Natural gas processing with membranes: An overview. *Industrial Engineering Chemical Research*, n. 47, p. 2109-2121, 2008.

BAKER, R. W.; LOKHANDWALA, K. Natural gas processing with membranes: An overview. *Industrial Engineering Chemical Research*, n. 47, p. 109-121, 2008.

BARAJAS, J.; ROMAN, R.; SOTELO, D. Multiplicity of steady states in FCC units: effect of operating conditions. *Fuel*, n. 85, p. 849-859, 2006.

BARBOSA, V. L. A. et al. *Anuário mineral brasileiro 2005*. Brasília: DNPM, 2005.

BARKER, D. J. et al. CO<sub>2</sub> capture in the cement industry. *Energy Procedia*, 2009.

BARRIO, M. et al. Ship-based transport of CO<sub>2</sub>. 7TH INTERNATIONAL CONFERENCE ON GREENHOUSE GAS CONTROL TECHNOLOGIES, 2004.

BENHELAL, E. et al. Global strategies and potentials to curb CO<sub>2</sub> emissions in cement industry. *Journal of Cleaner Production*, 2012.

BENSON, S. M. *Carbon dioxide capture for storage in deep geological formations*. Capítulo 19 – CO<sub>2</sub> monitoring. Berkeley, EUA: Editora Elsevier, 2005.

BHIDE, B. D. et al. Hybrid processes from the removal of acid gases from natural gas. *Journal of Membrane Science*, v. 140, p. 27-49, 1998.

BIRAT, J. P. *Steel sectoral report*. Contribution to the UNIDO roadmap on CCS – fifth draft. Amsterdam, 2010.

BOCK, B. et al. *Economic evaluation of CO<sub>2</sub> storage and sink options*. DOE Research Report DE-FC26-00NT40937. 2003.

BONFÁ, M. *Diesel S10: Impacto sobre o rendimento do parque de refino brasileiro em 2020 e propostas mitigadoras*. 2011. 158 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

BONIJOLY, D. et al. Technical and economic feasibility of the capture and geological storage of CO<sub>2</sub> from a bio-fuel distillery: CPER Artenay project. *Energy Procedia*, v. 1, n. 1, p. 3927-3934, 2009.

BOSOAGA, A.; MASEK, O.; OAKEY, J. E. CO<sub>2</sub> capture technologies for cement industry. *Energy Procedia*, 2009.

BRASIL. Agência Nacional de Águas – ANA. *Disponibilidade e demandas de recursos hídricos no Brasil*. Brasília: ANA, 2005.

BRASIL. Agência Nacional de Energia Elétrica – ANEEL. *BIG – Banco de Informações de Geração*. 2014. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/capacidadebrasil/capacidadebrasil.asp>>. Acesso em: 16 ago. 2014.

BRASIL. Agência Nacional de Transportes Aquáticos – ANTAQ. *Boletim anual de movimentação de cargas 2013*. Disponível em: <<http://www.antaq.gov.br/Portal/Anuarios/Anuario2013/Tabelas/AnaliseMovimentacaoPortuaria.pdf>>. Acesso em: 15 ago. 2014.

BRASIL. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – ANP. *Regulação do setor petróleo e gás natural*. 2013. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/?id=548>>. Acesso em: 27 jul. 2013.

\_\_\_\_\_. *Resolução ANP nº16, de 17/6/2008 (DOU de 18/6/2008)*. Disponível em: <[http://nxt.anp.gov.br/nxt/gateway.dll/leg/resolucoes\\_anp/2008/junho/ranp%2016%20-%202008.xml](http://nxt.anp.gov.br/nxt/gateway.dll/leg/resolucoes_anp/2008/junho/ranp%2016%20-%202008.xml)>. Acesso em: 25 abr. 2013.

\_\_\_\_\_. *Brazil Round 9 Campos Basin*. 2013b. Disponível em: <[http://www.brazil-rounds.gov.br/arquivos/Seminario\\_tecnico\\_r9\\_ingles/Campos\\_\(ingles\).pdf](http://www.brazil-rounds.gov.br/arquivos/Seminario_tecnico_r9_ingles/Campos_(ingles).pdf)>. Acesso em: 12 nov. 2013.

\_\_\_\_\_. *Banco de dados de exploração e produção*. 2013c. Disponível em: <<http://maps.bdep.gov.br/website/maps/viewer.htm>>. Acesso em: 12 nov. 2013.

\_\_\_\_\_. *Despacho da Diretora-Geral nº 43/2013 – DOU 18.1.2013*. Disponível em: <<http://nxt.anp.gov.br/nxt/gateway.dll/leg/despachos/2013/janeiro/desp%2043%20-%202013.xml>>. Acesso em: 14



ago. 2014.

\_\_\_\_\_. *Boletim do Etanol nº 01/2014 Fevereiro*. Rio de Janeiro: ANP, 2014. Disponível em: <<http://www.siamig.com.br/cache/Documentos/anp.pdf>>. Acesso em: 5 abr. 2014.

BRASIL. Banco Central. *Histórico de metas para a inflação no Brasil*. 2014b. Disponível em: <<http://www.bcb.gov.br/Pec/metase/TabelaMetaseResultados.pdf>>. Acesso em: 2 jan. 2014.

\_\_\_\_\_. *Taxas de câmbio*. 2014. Disponível em: <<http://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpsq.asp?id=txcotacao.02/01/2014>>. Acesso em: 2 jan. 2014.

BRASIL. Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social – BNDES. *Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável*. 1. ed. Rio de Janeiro: BNDES, 2008. Disponível em: <<http://www.bioetanoldecana.org/>>. Acesso em: 20 jan. 2012.

\_\_\_\_\_. *Análise e avaliação da organização institucional e da eficiência de gestão do setor portuário brasileiro*. São Paulo: BNDES, 2012.

BRASIL. Empresa de Pesquisa Energética – EPE. *Balanço Energético Nacional 2012*. Relatório Final. Rio de Janeiro: EPE, 2012.

\_\_\_\_\_. *Balanço Energético Nacional 2014*. Disponível em: <<https://ben.epe.gov.br/BENRelatorioSintese2014.aspx>>. Acesso em: 16 ago. 2014.

\_\_\_\_\_. *Caracterização do uso da energia no setor siderúrgico brasileiro*. Rio de Janeiro: EPE, 2009.

\_\_\_\_\_. *Leilão de energia para 2018 contrata 3,5 mil MW através de 119 novas usinas*. Informe à Imprensa. 2º Leilão de Energia A-5/2013. 2013. Disponível em: <[http://www.epe.gov.br/imprensa/PressReleases/20131213\\_1.pdf](http://www.epe.gov.br/imprensa/PressReleases/20131213_1.pdf)>. Acesso em: 2 jan. 2014.

\_\_\_\_\_. *Plano Decenal de Expansão da Malha de Transporte Dutoviário 2013-2022*. 2014. Disponível em: <[http://www.epe.gov.br/PEMAT/Relat%C3%B3rio\\_PEMAT\\_Consulta%20P%C3%BAblica.pdf](http://www.epe.gov.br/PEMAT/Relat%C3%B3rio_PEMAT_Consulta%20P%C3%BAblica.pdf)>. Acesso em: 14 ago. 2014.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento – MAPA. *Anuário estatístico de agroenergia 2012*. 4. ed. Brasília: MAPA, 2013. Disponível em: <[http://www.agricultura.gov.br/arq\\_editor/file/Desenvolvimento\\_Sustentavel/Agroenergia/anuario\\_agroenergia\\_web\\_2012.pdf](http://www.agricultura.gov.br/arq_editor/file/Desenvolvimento_Sustentavel/Agroenergia/anuario_agroenergia_web_2012.pdf)>. Acesso em: 3 dez. 2013.

BRASIL. Ministério da Ciência e Tecnologia – MCT. Secretaria de Políticas e Programas de Pesquisa e Desenvolvimento. Departamento de Programas Temáticos. Coordenação Geral de Mudanças Globais de Clima. *2º Inventário brasileiro de emissões antrópicas de gases de efeito estufa – Relatórios de referência – Emissões de gases de efeito estufa nos processos industriais: indústria química*. 2010. Disponível em: <[http://www.mct.gov.br/upd\\_blob/0219/219291.pdf](http://www.mct.gov.br/upd_blob/0219/219291.pdf)>. Acesso em: 1 dez. 2014.

BRASIL. Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovação – MCTI. *Estimativas anuais de emissões de gases de efeito estufa no Brasil*. Brasília: MCTI, 2013.

BRASIL. Ministério da Indústria, Comércio Exterior e Serviços – MDIC. *Aliceweb2 – Consultas – Exportação 1997 – 2014 NCM 8 dígitos*. 2014. Disponível em: <<http://alicesweb.mdic.gov.br//consulta-ncm/index/type/exportacaoNcm>>. Acesso em: 19 fev. 2014.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia – MME. *Boletim de exploração e produção de petróleo e gás natural nº 17 – maio-jun 2013*. Disponível em: <[http://www.mme.gov.br/spg/galerias/arquivos/publicacoes/boletim\\_de\\_exploracao\\_e\\_producao\\_de\\_petroleo\\_e\\_gas\\_natural/boletim\\_n17\\_DEPG\\_final\\_-\\_IMPRIMIR\\_FRENTEeVERSO\\_INVERSO\\_BORDA\\_CURTA.pdf](http://www.mme.gov.br/spg/galerias/arquivos/publicacoes/boletim_de_exploracao_e_producao_de_petroleo_e_gas_natural/boletim_n17_DEPG_final_-_IMPRIMIR_FRENTEeVERSO_INVERSO_BORDA_CURTA.pdf)>. Acesso em: 11 nov. 2013.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Parnaíba*. Brasília: MME, 2005a.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do São Francisco*. Brasília: MME, 2005b.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica da Amazônia*. Brasília: MME, 2005c.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Atlântico Leste*. Brasília: MME, 2005d.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Atlântico Nordeste Ocidental*. Brasília: MME, 2005e.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Atlântico Nordeste Oriental*. Brasília, 2005f.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Atlântico Sudeste*. Brasília: MME, 2005g.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Atlântico Sul*. Brasília: MME, 2005h.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Paraguai*. Brasília: MME, 2005i.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Uruguai*. Brasília, 2005j.

\_\_\_\_\_. *Caderno da Região Hidrográfica do Tocantins Araguaia*. Brasília: MME, 2005l.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia/ Empresa de Pesquisa Energética – MME/EPE. *Plano Nacional de Energia 2030*. Brasília: MME/EPE, 2007.

\_\_\_\_\_. *Plano decenal de expansão de energia 2021*. Brasília: MME/EPE, 2012.

BRASIL. Operador Nacional do Sistema Elétrico – ONS. *Plano da operação energética 2012/2016 – Volume 1 – Relatório Executivo*. In: RE 3/0146/2012. Rio de Janeiro: ONS, 2012.

BRASIL. Petrobras. *Fatos e dados: 500 mil barris de óleo por dia no pré-sal*. 2014. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/>>. Acesso em: 15 mai. 2014.

\_\_\_\_\_. *Plano estratégico 2030*. Disponível em: <<http://www.investidorpetrobras.com.br/download/522>>. Acesso em: 27 jul. 2014.

\_\_\_\_\_. *Relatório de sustentabilidade 2009*. Disponível em: <<http://www.investidorpetrobras.com.br/pt/governanca/relatorio-de-sustentabilidade/relatorio-de-sustentabilidade-2009.htm>>. Acesso em: 16 jul. 2014.

\_\_\_\_\_. *Relatório de sustentabilidade 2013*. 2013. Disponível em: <<http://www.investidorpetrobras.com.br/pt/node/5070>>. Acesso em: 17 dez. 2013.

\_\_\_\_\_. *Relatório Corporativo*. Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/Petrobras/portugues/plataforma/pla\\_bacia\\_campos.htm](http://www2.petrobras.com.br/Petrobras/portugues/plataforma/pla_bacia_campos.htm)>. Acesso em: 2 mar. 2010.

BROEK, M. van den. et al. Region specific challenges of a CO<sub>2</sub> pipeline infrastructure in the West Mediterranean area Model results versus stakeholder views. *Energy Procedia*, v. 37, p. 3137-3146, 2013.

BRUNETTI, A. et al. Membrane technologies for CO<sub>2</sub> separation. *Journal of Membrane Science*, 359, 115-125, 2010.

BURDYN, T.; STRUCHTRUP, H. Hybrid membrane/cryogenic separation of oxygen from air for use in the oxi-fuel process. *Energy*, v. p. 1884-1897, 2010.

CAMARA, B. *Aspectos importantes do armazenamento geológico de CO<sub>2</sub> e uma proposta para seu modelo regulatório no Brasil*. 2009. Dissertação (Mestrado em Regulação da Indústria de Energia) – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2009.

CAMARA, G. et al. Regulatory framework for geological storage of CO<sub>2</sub> in Brazil- Analyses and Proposal. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, p. 966-974, 2011.

CASTELO BRANCO, D. A. *Avaliação do real potencial de redução das emissões de CO<sub>2</sub> equivalente com uso da captura em uma UTE a carvão*. 2012. 186 f. Tese (Doutorado em Planejamento Energético) – PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

CASTELO BRANCO, D. A.; GOMES, G. L.; SZKLO, A. S. Challenges and technological opportunities for the oil refining industry: A Brazilian refinery case. *Energy Policy*, v. 38, n. 6, p. 3098-3105, 2010.

CEMENT SUSTAINABILITY INITIATIVE AND EUROPEAN CEMENT RESEARCH ACADEMY – CSI/ECRA. *Development of state of the art-techniques in cement manufacturing: Trying to look ahead*. Geneva: CSI/ECRA – Technology Papers, 2009.

CEMENTKILNS. *Coke data 2012*. Disponível em: <[http://www.cementkilns.co.uk/data\\_coke.html](http://www.cementkilns.co.uk/data_coke.html)>. Acesso em: 2 jun. 2014.

CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS – CGEE (Brasil). *Siderurgia no Brasil 2010-2025*. Série Documento Técnicos. Brasília: CGEE, 2010.

CHAFFEE, A. et al. CO<sub>2</sub> capture by adsorption: Materials and process development. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1(1), 11-18, 2007.

CHIAVASSA, D. et al. Methanol synthesis from CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> using Ga<sub>2</sub>O<sub>3</sub> - Pd/silica catalysts: Impact of reaction products. *Catalysis Today*, 133-135, p. 780-786, 2008.

CONCAWE. *Impact of product quality and demand evolution on EU refineries at the 2020 horizon - CO<sub>2</sub> emissions trend and mitigation options*. Report 8/08, Bruxelas, Bélgica, 2008.

CONFEDERAÇÃO NACIONAL DA INDÚSTRIA - CNI (Brasil). *Indústria brasileira de cimento: Base para a construção do desenvolvimento*. Brasília: CNI, 2012.

COOPERATIVE RESEARCH CENTRE FOR GREENHOUSE GAS TECHNOLOGY - CO2CRC. *Storage capacity estimation, site selection and characterization for CO<sub>2</sub> storage projects*. Cooperative Research Centre for Greenhouse Gas Technology, Canberra, Australia. CO2CRC Report No. RPT08-1001. p. 8-17, 2008.

COSTA, I. V. L. *Análise do potencial técnico do sequestro geológico de CO<sub>2</sub> no setor petróleo no Brasil*. 2009. 108 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) - PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

\_\_\_\_\_. *Proposta de estrutura regulatória para sequestro geológico de CO<sub>2</sub> no Brasil e uma aplicação para o estado do Rio de Janeiro*. 2014. 167 f. Tese (Doutorado em Planejamento Energético) - PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2014.

CREDIT SUISSE. *Brazil Upstream Tracker*. In: Connections Series. 2014.

CSLFORUM. *Carbon sequestration Leadership Forum*. 2011. Disponível em: <<http://www.cslforum.org>>. Acesso em: 14 fev. 2011.

\_\_\_\_\_. *Technical challenges in the conversion of CO<sub>2</sub>-EOR projects to CO<sub>2</sub> storage projects*. 2013. Disponível em: <<http://www.cslforum.org/publications/>>. Acesso em: 4 nov. 2013.

CUNHA, P. *Petróleo Brasileiro S.A. Comunicação pessoal*. 2005.

CUNHA, P.; SARTORI, C.; LOVATO, C. *Desenvolvimento tecnológico do sequestro de carbono na Petrobras. Apresentação. II SEMINÁRIO BRASILEIRO SOBRE SEQUESTRO DE CARBONO E MUDANÇAS CLIMÁTICAS*. Maceió, Brasil, 2008.

CZYPEREK, M. et al. Gas separation membranes for zero-emission fossil power plants: MEMBRANE. *Journal of Membrane Science*, 2010. Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0376738810002899>>. Acesso em: 30 dez. 2010.

DAHOWSKI, R.; DOOLEY, J. *Source/sink matching for U.S. ethanol plants and candidate deep geologic carbon dioxide storage formations*. Report PNNL-17831. Springfield, VA, USA: Department of Energy, 2008. Disponível em: <<http://www.pnl.gov/main/publications/external/technical.../PNNL-17831.pdf>>. Acesso em: 26 jun. 2013.

DANTAS, G. A. *Alternativas de investimento do setor sucroenergético brasileiro para aproveitamento de bagaço e de palha*. 2013. 202 f. Tese (Doutorado em Planejamento Energético) – PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

DEAN, C. C. et al. The calcium looping cycle for CO<sub>2</sub> capture from power generation, cement manufacture and hydrogen production. Reino Unido. *Chemical Engineering Research and Design*. 2011.

\_\_\_\_\_. Integrating calcium looping CO<sub>2</sub> capture with the manufacture of cement. Reino Unido. *Energy Procedia*. 2013.

DEMONTIGNY, D.; TONTIWACHWUTHIKUL, P.; CHAKMA, A. Using polypropylene and polytetrafluoroethylene membranes in a membrane contactor for CO<sub>2</sub> absorption. *Journal of Membrane Science*, 277(1-2), p. 99-107, 2006.

DET NORSKE VERITAS – DNV. Guideline for selection & qualification of CO<sub>2</sub> storage sites. Londres, Reino Unido: DNV, 2010.

\_\_\_\_\_. *Global technology roadmap for CCS in industry – Sectoral assessment: Refineries*. Report No 12P5TPP-9. Londres, Reino Unido: DNV, 2010.

DINO, R. A importância dos aquíferos salinos para o sequestro de carbono no Brasil. Apresentação. II SEMINÁRIO BRASILEIRO SOBRE SEQUESTRO DE CARBONO E MUDANÇAS CLIMÁTICAS. Maceió, Brasil, 2008.

\_\_\_\_\_. Comunicação pessoal. Cenpes, Petrobras, 2014.

DOLEŽAL, R. *Kombinierte Gas und Dampfkraftwerke*. Berlin, Heidelberg, New York, Barcelona, Hongkong, London, Mailand, Paris, Singapur, Tokio: Springer. 2001.

DRAGE, T. et al. Thermal stability of polyethylenimine based carbon dioxide adsorbents and its influence on selection of regeneration strategies. *Microporous and Mesoporous Materials*, 116(1-3), p. 504-512, 2008.

ECHT, W.; MEISTER, P. Design, fabrication and startup of an offshore membrane CO<sub>2</sub> removal system. *88th Annual Convention, Gas Processors Association*, p. 28. Texas, EUA, 8-11, Março 2009.

EIKEN, O. et al. Lessons learned from 14 years of CCS operations: Sleipner, In Salah and Snøhvit. *Energy Procedia*, n. 4, p. 5541-5548, 2011.

ENERGETICS. *Energy and environmental profile of the US petroleum refining industry*. Maryland: DOE, Industrial Technologies Program, 2007.

ENGPROJNEWS. *Armazenamento geológico de CO<sub>2</sub> no mundo*. 2013. Disponível em: <<http://engprojnews.blogspot.com.br/2013/10/armazenamento-geologico-de-co2-eor-no.html>>. Acesso em: 24 abr. 2013.

ELECTRIC POWER RESEARCH INSTITUTE – EPRI. *Program on technology innovation: integrated generation technology*. 1013829 Technical Update. 2009. Disponível em: <<http://mydocs.epri.com/docs/>>. Acesso em: 20 dez. 2009.

EUROPEAN CEMENT RESEARCH ACADEMY – ECRA. *Development of the state of the art – techniques in cement manufacturing – Trying to Look Ahead*. Geneva: CSI, 2009a.

\_\_\_\_\_. ECRA CCS project e report about phase II. TR-ECRA-106/2009. 2009b.

\_\_\_\_\_. *Technical report*. ECRA CCS Project – Report on Phase III. 2012.

EUROPEAN COMMISSION. *Top gas recycling blast furnace process*. ULCOS TGRBF. Bruxelas, 2014.

FAN, L. S. *Chemical looping technology*. Apresentação na Columbia University. Columbia, EUA, 2012.

FARIAS, L. *Avaliação da produção integrada de hidrogênio e metanol para redução de emissões de carbono no refino de petróleo*. 2014. 300 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

FARLA, J.; HENDRIKX, C.; BLOK, K. *Carbon dioxide recovery from industrial processes*. Utrecht, The Netherlands: Utrecht University, 1995.

FAVRE, E. Carbon dioxide recovery from post-combustion processes: Can gas permeation membranes compete with absorption? *Journal of Membrane Science*, 294(1-2), p. 50-59, 2007.

FENOSA. *Tarifas*. 2014. Disponível em: <<https://www.gasnaturalfenosa.com.br/>>. Acesso em: 11 ago. 2014.

FERGUNSON, C. E. *Microeconomia*. 12. ed. Rio de Janeiro: Forense Universitária, 1989.

FERON, P. H. Exploring the potential for improvement of the energy performance of coal fired power plants with post-combustion capture of carbon dioxide. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v. 4, p. 152-160, 2010.

\_\_\_\_\_. The potential for improvement of the energy performance of pulverized coal fired power stations with post-combustion capture of carbon dioxide. *Energy Procedia*, v. 1, p. 1067-1074, 2009.

FLUOR 2012. *Flour econamine FG+ Experience*. Disponível em: <<http://www.fluor.com/econamine/Pages/projectsites.aspx>>. Acesso em: 3 jul. 2013.

FOLKE, C. et al. E.ON'S current CCS activities. *Energy Procedia*, n. 4, p. 6091-6098, 2011.

FOSFERTIL. *Relatório anual 2009-2010*. 2011. Disponível em: <<http://www.fosfertil.com.br/www/afosfertil/onde.asp>>. Acesso em: 7 maio 2011.

GADONNEIX, P. et al. *World energy resources: 2010 survey*. 2010. Disponível em: <<http://www.worldenergy.org/publications/2010/survey-of-energy-resources-2010>>. Acesso em: 4 ago. 2013.

GALE, J. *Geological storage of CO<sub>2</sub>: What do we know, where are the gaps and what more needs to be done?* *Energy*, v. 29, p. 1329-1338, 2004.

GALE, J.; FREUND, P. *Coal-bed methane enhancement with CO<sub>2</sub> sequestration worldwide potential*. 2005. Disponível em: <[http://sequestrodecarbono.cenpes.petrobras.com.br/docs/{94B32D55-8F8C-4DD4-89C2-4DC8C4FCA157}\\_gale\\_freud\\_environ\\_geosc2001.pdf](http://sequestrodecarbono.cenpes.petrobras.com.br/docs/{94B32D55-8F8C-4DD4-89C2-4DC8C4FCA157}_gale_freud_environ_geosc2001.pdf)>. Acesso em: 13 fev. 2010.

GALVÃO, P. G. T. et al. *Anuário estatístico de Mineração 2010*. Brasília: DNPM, 2011.

GARCÍA-GUSANO, D. et al. Life cycle assessment of applying CO<sub>2</sub> post-combustion capture to the Spanish cement production. *Journal of Cleaner Production*, Madri, Espanha, 2013.

GASIFICATION TECHNOLOGIES COUNCIL – GTC. *Database and library*. 2014. Disponível em: <<http://gasification.org>>. Acesso em: 16 ago. 2014.

GLOBAL CARBON CAPTURE AND STORAGE INSTITUTE – GCCSI. *Submission energy strategy approach paper – Appendix B*. 2010. Disponível em: <<http://www.globalccsinstitute.com/downloads/general/2010/Global-CCS-Institute-response-to-WBG-Energy-Strategy-Approach-Paper.pdf>>. Acesso em: 29 nov. 2013.

GOTO, K.; YOGO, K.; HIGASHII, T. A review of efficiency penalty in a coal-fired power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture. *Applied Energy*, 111, p. 710-720, 2013.

GOVERNO DA AUSTRÁLIA. *CCS regulation: Oil and Gas Sector*. 2013. Disponível em: <<http://www.globalccsinstitute.com/networks/cclp/legal-resources/onshore-co2-storage/australian-onshore-regulation>>. Acesso em: 13 jan. 2013.

GRANADOS, D. et al. Effect of flue gas recirculation during oxy-fuel combustion in a rotary cement kiln. Colombia. *Energy*, 2013.

GRANDE, C.; RODRIGUES, A. Electric swing adsorption for CO<sub>2</sub> removal from flue gases. *International Journal of Greenhouse Gas Control*. 2007. Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1750583607001168>>. Acesso em: 15 out. 2007.

GUPTA, N. et al. Geologic storage of CO<sub>2</sub> from refining and chemical facilities in the Midwestern US. *Energy*, v. 29, p. 1599-1609, 2004.

HASHIM, S. S.; MOHAMED, A. R.; BHATIA, S. Oxygen separation from air using ceramic-based membrane technology for sustainable fuel production and power generation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 15, Issue 2, p. 1284-1293, 2011.

HASSAN, S. M. N.; DOUGLAS, P. L.; CROISET, E. Techno-economic study of CO<sub>2</sub> capture from an existing cement plant using MEA scrubbing. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 4, 197-220, 2007.

HENDRIKS, C., GRAUS, W., VAN BERGER, F. *Global Carbon Dioxide Storage Potential and Costs*. By Ecofys in cooperation with TNO. The Netherlands, 2004.

HERZOG, H.; MELDON, J.; HATTON, A. *Advanced post-combustion CO<sub>2</sub> capture, clean air task force*. 2010.

HEYNE, S.; LILIEDAHL, T.; MARKLUND, M. *Biomass gasification – A synthesis of technical barriers and current research issues for deployment at large scale*. Gothenburg: The Swedish Knowledge Centre for Renewable Transportation Fuels, 2013.

HO, M. T.; ALLINSON, G. W.; WILEY, D. E. Comparison of MEA capture cost for low CO<sub>2</sub> emissions sources in Australia. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 5, 49-60, 2013.

HOFFMANN, B. S. *O ciclo combinado com gaseificação integrada e a captura de CO<sub>2</sub>: Uma solução para mitigar as emissões de CO<sub>2</sub> em termelétricas a carvão em larga escala no curto prazo?* 2010. 143 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

\_\_\_\_\_. *O potencial termelétrico a carvão no Rio Grande do Sul diante de restrições de disponibilidade de água e objetivos de redução de emissões de CO<sub>2</sub>, aplicando a queima em leito fluidizado*. 2013. 226 f. Tese (Doutorado em Planejamento Energético) – PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

HOFFMANN, B. S.; SZKLO, A.; SCHAEFFER, R. Limits to co-combustion of coal and eucalyptus due to water availability in the state of Rio Grande do Sul, Brazil. *Energy Conversion and Management*. In Press, Corrected Proof. 2014.

HOLT, T.; JENSEN, J. I.; LINDEBERG, E. Underground storage of CO<sub>2</sub> in aquifers and oil reservoirs. *Energy Conversion Management*, v. 36, n. 6-9, p. 535-538, 1995.

HOOEY, L. et al. Techno-economic study of an integrated steelworks equipped with oxygen blast furnace and CO<sub>2</sub> capture. *Energy Procedia*. 2013.

HORSCHUTZ, P. M. C.; FREITAS, L. C. S. DE; STANK, C. V. The Linguado, Carapeba, Vermelho, and Marimba Giant Oil Fields, Campos Basin, Offshore Brazil. In: *M 54: Giant Oil and Gas Fields of the Decade 1978-1988*, chapter 9, 1992. Disponível em: <<http://archives.datapages.com/data/specpubs/fieldst2/data/a014/a014/0001/0100/0137.htm>>. Acesso em: 12 nov. 2013.

HUANG, B. et al. Industrial test and techno-economic analysis of CO<sub>2</sub> capture in Huaneng Beijing coal-fired power station. *Applied Energy*, v. 87, n. 11, p. 3347-3354, 2010.

HUSSAIN, A.; HÄGG, M. A feasibility study of CO<sub>2</sub> capture from flue gas by a facilitated transport membrane. *Journal of Membrane Science*. 2009. Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0376738809008461>>. Acesso em: 25 jul. 2009.



HYDROCARBON PROCESSING. *Petrochemical Processes Handbook*. CD-ROM, Gulf Publishing Company, 2005.

HYDROCARBON PUBLISHING COMPANY – HPC. *Refinery CO<sub>2</sub> management strategies*. EUA, 2010.

INSTITUTO AÇO BRASIL – IAB (Brasil). *Anuário estatístico*. Rio de Janeiro: IAB, 2013.

\_\_\_\_\_. *Relatório de sustentabilidade*. 2013a. Disponível em: <<http://www.acobrasil.org.br/site/portugues/biblioteca/publicacoes.asp>> Acesso em: 14 jun. 2014.

INTEGRATED ENVIRONMENTAL CONTROLE MODEL – IECM 2014. Disponível em: <[http://www.cmu.edu/epp/iecm/iecm\\_dl.html](http://www.cmu.edu/epp/iecm/iecm_dl.html)>. Acesso em: 16 ago. 2014.

INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE – IPCC. *Carbon dioxide capture and storage*. NY, EUA: Cambridge University Press, 2005.

\_\_\_\_\_. *Intergovernmental Panel on Climate Change*. 2006. Disponível em: <<http://www.ipcc.ch/meetings/session25/doc4a4b/vol2.pdf>>. 2006. Acesso em: 20 maio 2014.

\_\_\_\_\_. *IPCC special report on carbon dioxide capture and storage*. Cambridge, UK: Cambridge University Press, 2005.

\_\_\_\_\_. *Special report on carbon dioxide capture and storage*. Cambridge, UK: Cambridge University Press, 2005.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY – IEA. Brazil Energy Outlook. In: *World Energy Outlook 2013*. Paris: OECD/IEA, 2014.

\_\_\_\_\_. *Carbon capture and storage – Model regulatory framework*. Information Paper. Paris: OECD/IEA, 2010.

\_\_\_\_\_. *Cement technology roadmap*. Carbon emissions reductions up to 2050. Paris: OECD/IEA, 2009.

\_\_\_\_\_. *Energy technology perspectives – Scenarios and strategies to 2050*. Paris: OECD/IEA, 2008, 643 p.

\_\_\_\_\_. *Profiles*. CO<sub>2</sub> abatement in the iron and steel industry. February 2012. Disponível em: <<http://www.iea-coal.org>>. Acesso em: 22 jun. 2014.

\_\_\_\_\_. *Technology roadmap – Carbon capture and storage*. Paris: OECD/IEA, 2009.

\_\_\_\_\_. *Technology roadmap carbon capture and storage in industrial applications*. Paris: OECD/IEA, 2011.

\_\_\_\_\_. *Technology roadmap: Carbon capture and storage – 2013 Edition*. Paris: OECD/IEA, 2013.

\_\_\_\_\_. *Tracking industrial energy efficiency and CO<sub>2</sub> emissions*. Paris: OECD/IEA, 2007.

\_\_\_\_\_. *World energy outlook 2011*. Paris: OECD/IEA, 2011.

\_\_\_\_\_. *World energy outlook 2013 edition*. Paris: OECD/IEA, 2013b.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY GREENHOUSE GAS R&D PROGRAMME – IEAGHG Programme. *The European refinery industry under the EU emissions trading scheme*. Information Paper. Paris: OECD/IEA, 2005.

\_\_\_\_\_. *Estimating the future trends in the cost of CO<sub>2</sub> capture technologies*. Technical Study. Report Number: 2006/6. Cheltenham, Reino Unido, 2006.

\_\_\_\_\_. *CO<sub>2</sub> capture ready plants, technical study 2007/4*. 2007. Disponível em: <[http://www.iea.org/papers/2007/CO2\\_capture\\_ready\\_plants.pdf](http://www.iea.org/papers/2007/CO2_capture_ready_plants.pdf)>. Acesso em: 12 maio 2007.

\_\_\_\_\_. 2008. *CO<sub>2</sub> capture in the cement industry*. Cheltenham, UK: OECD/IEA; Paris: IEAGHG Programme, 2008.

\_\_\_\_\_. *RD&D Database, IEA Greenhouse Gas R&D Programme*. 2013. Disponível em: <<http://www.ieaghg.org/ccs-resources/rd-database>>. Acesso em: 14 abr. 2013.

JACOBS. *Sulfinol process*. Disponível em: <<http://www.jacobs.com/projects.aspx?txID=394>>. Acesso em: 22 mai. 2010.

JANSEN, D. *Hydrogen membrane reactors for pre combustion CO<sub>2</sub> capture*. 2nd CACHET Workshop, ECN, 2008.

JENNI, K. E.; BAKER, E. D.; NEMET, G. F. Expert elicitations of energy penalties for carbon capture technologies. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 12, p. 136-145, 2013.

JOINT RESEARCH CENTRE AND INSTITUTE FOR ENERGY – JRC/IE. *Energy efficiency and CO<sub>2</sub> emissions: Prospective Scenarios for the Cement Industry*. Holanda: JRC/IE, 2010.

KANNICHE, M. et al. Pre-combustion, post-combustion and oxi-combustion in thermal power plant for CO<sub>2</sub> capture. *Applied Thermal Engineering*, 30(1), 53-62, 2010.

KERESTECIO LU, U.; HABERLE, T. Handling of Trace Components for Rectisol® Wash Units. In: 2008 CONFERENCE: ECONOMICS, PERFORMANCE AND RELIABILITY, Session 1. Washington DC, 2008.

KERRY, F. *Industrial gas handbook: Gas separation and purification*. 1. ed. Flórida, EUA: CRC Press, Boca Raton, 2007.

KETZER, J. M. et al. *Carbmap Brazil*. Apresentação em poster. Carbon Sequestration Leadership Fórum, Paris, 2007.

KHESHGI, H. S.; PRINCE, R. C. Sequestration of fermentation CO<sub>2</sub> from ethanol production. *Energy*, v. 30, n. 10, p. 1865-1871, Jul. 2005.

KNOOPE, M. M. J.; RAMÍREZ, A.; FAALJ, A. P. C. A state-of-the-art review of techno-economic models predicting the costs of CO<sub>2</sub> pipeline transport. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v. 16, p. 241-270, 2013.

KOEPP M.; MELLAHN, S.; PETER, F. *Bedarf an konventioneller Kraftwerkskapazität in Deutschland*. 2011. Disponível em: <[http://www.metropoleruhr.de/fileadmin/user\\_upload/metropoleruhr.de/Regionalplanung/Energiewirtschaft\\_Fernwaerme/04a\\_02\\_Bedarf\\_konventioneller\\_Kraftwerkskapazitaet\\_April\\_2011.pdf](http://www.metropoleruhr.de/fileadmin/user_upload/metropoleruhr.de/Regionalplanung/Energiewirtschaft_Fernwaerme/04a_02_Bedarf_konventioneller_Kraftwerkskapazitaet_April_2011.pdf)>. Acesso em: 27 ago. 2013.

KOHL, A.; NIELSEN, R. *Gas purification*. Houston, Texas: Gulf Publications, 1997.

KORBOL, R.; KADDOUR, A. Sleipner vest CO<sub>2</sub> disposal-injection of removed CO<sub>2</sub> into the Utsira formation. *Energy Conversion Management*, v. 36, n. 6-9, p. 509-512, 1995.

KRUGMAN, M. Regimes regulatórios: possibilidades e limites. *Pesquisa e Planejamento Econômico*, v. 27, n. 3, p. 641-64, dezembro 1997.

KURAMOCHI, T. et al. Comparative assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies for carbon-intensive industrial processes. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2012.

\_\_\_\_\_. Techno-economic assessment and comparison of CO<sub>2</sub> capture technologies for industrial processes: preliminary results for the iron and steel sector. *Energy Procedia*. Holanda, 2011.

LAMPERT, K.; ZIEBIK, A.; STANEK, W. Thermo-economical analysis of CO<sub>2</sub> removal from the Corex export gas and its integration with the blastfurnace assembly and metallurgical combined heat and power (CHP) plant. *Energy*, 35, 1188-1195, 2010.

LECOMTE, F.; BROUTIN, P.; LEBAS, E. *Le captage du CO<sub>2</sub>, des technologies pour réduire les émissions de gaz à effet de serre*. Paris: IFP Publications, Editions TECHNIP, 2010. 176 p.

LEE, C.; LEE, S. Evaluation on the Performance and the NO<sub>x</sub> Emission of IGCC Power Plant Integrated with Air Separations Unit. *International Energy Journal*, 8, p. 37-44, 2007.

LI, J. et al. Technological, economic and financial prospects of carbon dioxide capture in the cement industry. *Energy Police*, 2013.

LI, J.; LIANG, X.; COCKERILL, T. Getting ready for carbon capture and storage through a 'CCS (Carbon Capture and Storage) Ready Hub': A case study of Shenzhen city in Guangdong province, China. *Energy*, v. 36, p. 5916-5924, 2011.

LIANG, X.; LI, J. Assessing the value of retrofitting cement plants for carbon capture: A case study of a cement plant in Guangdong, China. *Energy Conversion and Management*, 2012.

LINDE. *Oxygen generation by pressure swing adsorption*. 2011b. Disponível em: <<http://www.linde.com>>. Acesso em: 15 mar. 2011.

\_\_\_\_\_. *Packaged air separation plants*. 2011. Disponível em: <<http://www.linde.com>>. Acesso em: 15 mar. 2011.

\_\_\_\_\_. *Tonnage air separation plants*. 2011a. Disponível em: <<http://www.linde.com>>. Acesso em: 15 mar. 2011.

LINDSAY, I. et al. Designing a climate friendly hydrogen plant. *Energy Procedia*, 1, p. 4095-4102, 2009.

LIU, H.; GALLAGHER, K. Catalyzing strategic transformation to a low-carbon economy: A CCS roadmap for China. *Energy Policy*, 2010.

LOPES, M. F. B. V. *Caracterização geológica da província petrolífera de Campos*. 2004. 206 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – PEC/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2004.

MACEDO, I. C.; SEABRA, J. E. A.; SILVA, J. E. A. R. Greenhouse gases emissions in the production and use of ethanol from sugarcane in Brazil: The 2005/2006 averages and a prediction for 2020. *Biomass and Bioenergy*, v. 32, n. 7, p. 582-595, Jul 2008.

MACHADO, C. *Centro de Excelência em Armazenamento de Carbono – CEPAC- PUCRS*. Comunicação Pessoal. 2008.

MACHADO, C. X. et al. *Construção de um SIG para associação de fontes estacionárias e reservatórios geológicos de CO<sub>2</sub> no Brasil*. 2009. Disponível em: <<http://www.ecoclima.org.br/>>. Acesso em: 12 mar. 2010.

MARANO, J. J.; CIFERINO, J. P. Integration of gas separation membranes with IGCC identifying the right membrane for the right job. *Energy Procedia*, 1(1), p. 361-368, 2009.

MARKEWITZ, P. et al. Worldwide innovations in the development of carbon capture technologies and the utilization of CO<sub>2</sub>. *Energy Environmental Science*, v. 5, n. 6, p. 7281-7305, 2012.

MARSTON, P.; MOORE, P. From EOR to CCS: The evolving legal and regulatory framework for CCS. *Energy Law Journal*, v. 29, p. 421-490, 2008.

MARTÍNEZ, I. et al. Integration of a Ca-looping system for CO<sub>2</sub> capture in an existing power plant. *Energy Procedia*, Espanha, 2011.

MASSACHUSETTS INSTITUTE OF TECHNOLOGY – MIT. *Power plant CO<sub>2</sub> capture and storage projects*. 2014. Disponível em: <[http://sequestration.mit.edu/tools/projects/index\\_capture.html](http://sequestration.mit.edu/tools/projects/index_capture.html)>. Acesso em: 13 mar. 2014.

MATHIESON, A. et al. In Salah CO<sub>2</sub> Storage JIP: CO<sub>2</sub> sequestration monitoring and verification technologies applied at Krechba, Algeria. *Energy Procedia*, n. 00, p. 1063-00, 2010.

MAURSTAD. *An overview of coal based integrated gasification combined cycle (IGCC) technology*. Cambridge, USA: MIT/LFEE, 2005.

MCCOY, S.; RUBIN, E. An engineering-economic model of pipeline transport of CO<sub>2</sub> with application to carbon capture and storage. *Journal of Greenhouse Gas Control*, 219, 2008.

MCKINSEY & COMPANY. *Carbon capture & storage: Assessing the economics*. 2008. Disponível em: <<https://assets.wwf.ch/downloads/mckinsey2008.pdf>>. Acesso em: 2 jul. 2017.

\_\_\_\_\_. *Pathways to a low carbon economy: Version 2 of the Global Greenhouse Gas Abatement Cost Curve*. 2008. Disponível em: <<http://www.mckinsey.com/business-functions/sustainability-and-resource-productivity/our-insights/pathways-to-a-low-carbon-economy>>. Acesso em: 2 jul. 2017.

MELLO, L. et al. A technical and economical evaluation of CO<sub>2</sub> capture from FCC units. *Energy Procedia*, 1, p. 117-124, 2009.

MELO, C. *Petróleo Brasileiro S.A.* Comunicação pessoal. 2008.

MELZER C.; HATTENBACH, B. *The global status of CCS*. Disponível em: <<http://www.globalccsinstitute.com/publications/global-status-ccs-2012/online/48641>>. Acesso em: 23 fev. 2014.

MERSCHMANN, P. R. C. *Análise do potencial técnico e de mercado de uso industrial de CO<sub>2</sub> de destilarias de etanol do Centro-Sul do Brasil*. 2014. 291 f. Tese (Doutorado em Planejamento Energético) – PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

MERSCHMANN, P. R. C. et al. Modeling water use demands for thermoelectric power plants with CCS in selected Brazilian water basins. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v. 13, p. 87-101, March 2013.

METHANEX. Pricing. 2014. Disponível em: <<http://www.methanex.com>>. Acesso em: 19 ago. 2014.

MHICO.JP. MHI Report. 2011. Disponível em: <<http://www.mhi.co.jp/>>. Acesso em: 26 jun. 2011.

MIDDLETON, R. S.; KUBY, M. J.; BIELICKI, J. M. Generating candidate networks for optimization: The CO<sub>2</sub> capture and storage optimization problem. *Computers, Environment and Urban Systems*, v. 36, n. 1 p. 18-29, Jan 2012.

MILANI, E. J.; ARAÚJO, L. M. Recursos minerais energéticos: petróleo. In: BIZZI, L. A. et al. (eds.). *Geologia, tectônica e recursos minerais do Brasil: textos, mapas e SIG*. Brasília: CPRM, 2003. Disponível em: <[http://www.cprm.gov.br/publique/media/Geodiversidade\\_MA.pdf](http://www.cprm.gov.br/publique/media/Geodiversidade_MA.pdf)>. Acesso em: 12 nov. 2013.

MILMO, S. Capturing value from CO<sub>2</sub>. *Chemistry & Industry Magazine*, n. 10, May 2010. Disponível em: <[http://www.soci.org/Chemistry-and-Industry/CnI-Data/2010/10/Capturing-value-from-CO<sub>2</sub>](http://www.soci.org/Chemistry-and-Industry/CnI-Data/2010/10/Capturing-value-from-CO2)>. Acesso em: 20 jul. 2014.

MOKHATAB, S. *Handbook of natural gas transmission and processing*. Burlington MA: Gulf Professional Pub, 2006.

MONDAL, M. K.; BALSORA, H. K.; VARSHNEY, P. Progress and trends in CO<sub>2</sub> capture/separation technologies: A review. *Energy*, v. 46, n. 1, p. 431-441, 2012.

MONTEIRO, J. G. M. *Um estudo sobre alternativas de sequestro de carbono: Modelos, métricas e otimalidade*. 2009. 146 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

MORAIS, J. M. de. *Petróleo em águas profundas: Uma história tecnológica da Petrobras na exploração e produção offshore*. Brasília: Ipea, 2013. Disponível em: <[http://www.ipea.gov.br/portal/index.php?option=com\\_content&view=article&id=18251](http://www.ipea.gov.br/portal/index.php?option=com_content&view=article&id=18251)>. Acesso em: 04 ago. 2014.

MORITZ, K. *Verfahren zum Entzug von CO<sub>2</sub> aus Rauchgasen und der Atmosphäre*. 2004. Disponível em: <<http://www.hausarbeiten.de/faecher/vorschau/58933.html#>>. Acesso em: 29 maio 2010.

NARANJO, M.; BROWNLOW, D.; GARZA, A. CO<sub>2</sub> capture and sequestration in the cement industry. *Energy Procedia*, 2011.

NARVAEZ, A.; CHADWICK, D.; KERSHENBAUM, L. Small-medium scale polygeneration systems: Methanol and power production. *Applied Energy*, 113, p. 1109-1117, 2014.

NERA ECONOMIC CONSULTING. *Macroeconomic impacts of LNG exports from the United States*. 2012. Disponível em: <[http://energy.gov/sites/prod/files/2013/04/f0/nera\\_lng\\_report.pdf](http://energy.gov/sites/prod/files/2013/04/f0/nera_lng_report.pdf)>. Acesso em: 30 jul. 2014.

NEWBERY, D. M.; GREEN, R. *Regulation, public ownership and privatisation of the english electricity industry; International comparisons of electricity regulation*. Londres: Cambridge Press, 1996.

NOGUEIRA, L. P. P. et al. Will thermal power plants with CCS play a role in Brazil's future electric power generation? *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 24, 115-123, 2014. DOI:10.1016/j.ijggc.2014.03.002

NORDBOTTEN, J. M.; CELIA, A. M.; BACHU S. Injection and storage of CO<sub>2</sub> in deep saline aquifers: Analytical solution for CO<sub>2</sub> plume evolution during injection. *Transport in Porous Media*, 58, 339-360, Springer, 2005.

NORDENKAMPF, J. *Chemical looping for synthesis gas and power generation with CO<sub>2</sub> capture – pilot plant study and process modeling*. 2009. 70 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Química) – Universidade de Viena, Viena, Austria, 2009.

OHLE, A. *CO<sub>2</sub>-Entfernung aus Gasströmen*. 2009. Disponível em: <[http://tu-dresden.de/die\\_tu\\_dresden/fakultaeten/fakultaet\\_maschinenwesen/ifvu/tvu/forschung\\_aktuell/absorption/index\\_html](http://tu-dresden.de/die_tu_dresden/fakultaeten/fakultaet_maschinenwesen/ifvu/tvu/forschung_aktuell/absorption/index_html)>. Acesso em: 14 mai. 2010.

OLAH, G. A.; GOEPPERT, A.; PRAKASH, G. K. S. Chemical recycling of carbon dioxide to methanol and dimethyl ether: From greenhouse gas to renewable, environmentally carbon neutral fuels and synthetic hydrocarbons. *Journal of Organic Chemical*, v. 74, n. 2, p. 487-498, Jan. 2009.

OLAJIRE, A. CO<sub>2</sub> capture and separation technologies for end-of-pipe applications – A review. *Energy*, v. 35, p. 2610-2628, 2010.

ORTH, A.; ANASTASIJEVIC, N.; EICHBERGER, H. Low CO<sub>2</sub> emission technologies for iron and steelmaking as well as titania slag production. *Minerals Engineering*, 20(2007): p. 854-861, 2006.

OZCAN, D.; AHN, H.; BRANDANI, S. Process integration of a Ca-looping carbon capture process in a cement plant. *International Journal of Greenhouse Gas Control*. Reino Unido, 2013.

PAGE, S. C.; WILLIAMSON, A. G.; MASON, I. G. Carbon capture and storage: Fundamental thermodynamics and current technology. *Energy Policy*, v. 37, n. 9, p.3314-3324, 2009.

PARSONS, E. L.; SHELTON, W. W.; LYONS, J. L. *Advanced fossil power systems comparison study*. 2002. Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov/publications/others/techrpts/AdvFossilPowerSysCompStudy.pdf>>. National Greenhouse Gas Inventories Programme, Eggleston H.S., public/000000000001018329.pdf>. Acesso em: 27 jul. 2014.

PEREIRA GOMES, A. J.; CRUZ, P. R.; PINHEIRO BORGES, L. Recursos minerais industriais e energéticos. In: BIZZI, L. A. et al. (eds.). *Geologia, tectônica e recursos minerais do Brasil*. Brasília: CPRM, 2003.

PINGUELLI ROSA, L.; AROUCA, M.; SCHAEFFER, R. et al. *Estado da arte da captura e armazenamento de dióxido de carbono proveniente de UTE a carvão*. Relatório de pesquisa PPE 13137 – 2. Rio de Janeiro: PPE/COPPE, UFRJ, 2011.

PROSERMAT. Gas treatment with methanol. 2010. Disponível em: <<http://www.prosermat.com/en/processes/gas-dehydration/ifpexol/>>. Acesso em: 2maio 2010.

RAFIQUL, I. et al. *Energy efficiency improvements in ammonia production perspectives and uncertainties*. University of Stuttgart, Germany. *Energy*, 2002.

RAHIMPOUR, M. A two-stage catalyst bed concept for conversion of carbon dioxide into methanol. *Fuel Processing Technology*, 2007.

RAO, A. B. *A technical, economic, and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control*. 2002. Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/es0158861>>. Acesso em: 29 mar. 2010.

RAO, A. B.; RUBIN, E. S.; BERKENPAS, M. B. *An integrated modeling framework for carbon management technologies*. Pittsburgh, PA: Center for Energy and Environmental Studies, Carnegie Mellon University, 2004.

RAVAGNANI, A. T. F. S. G. *Modelagem técnico-econômico de sequestro de CO<sub>2</sub> considerando injeção em campos maduros*. 2007. Tese (Doutorado em Ciências e Engenharia do Petróleo) – Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.

RAYNAL, L. et al. From MEA to demixing solvents and future steps, a roadmap for lowering the cost of post-combustion carbon capture. *Chemical Engineering Journal*, v. 171, n. 3, p.742-752, 2011.

REDDY, S.; SCHERFFIUS, J.; FREGUIA, S. Fluor's econamine FG plus SM technology an enhanced amine-based CO<sub>2</sub> capture process. SECOND NATIONAL CONFERENCE ON CARBON SEQUESTRATION, Maio, Alexandria, VA., 2003.

RIDHA, F. et al. The effect of SO<sub>2</sub> on CO<sub>2</sub> capture by CaO-based pellets prepared with a kaolin derived Al(OH)<sub>3</sub> binder. Canada. *Applied Energy*, 2011.

ROCHA, P. Experiências de injeção de CO<sub>2</sub> em reservatórios de petróleo do Recôncavo Baiano: Histórico e perspectivas – Petrobras/UN-BA. Apresentação feita no I SEMINÁRIO BRASILEIRO DE SEQUESTRO DE CARBONO E MUDANÇAS CLIMÁTICAS – Natal-RN – abril de 2007.

ROCHEDO, P. R. R. *Análise econômica sob incerteza da captura de carbono em termelétricas a carvão: Retrofitting e capture-ready*. 2012. 362 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

ROCHEDO, P. R. R.; SZKLO, A. Designing learning curves for carbon capture based on chemical absorption according to the minimum work of separation. *Applied Energy* 108, 383-391, 2013. DOI: 10.1016/j.apenergy.2013.03.007

\_\_\_\_\_. Economic analysis under uncertainty of coal fired capture-ready power plants. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 12, 44-55, 2013a. DOI:10.1016/j.ijggc.2012.10.005

ROCHEDO, P. R. R.; TIBANA, R.; BARCELLOS, J. *Utilização de CO<sub>2</sub> na produção de petroquímicos*. 2009. Projeto final de curso – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

ROCHELLE, G. et al. Aqueous piperazine as the new standard for CO<sub>2</sub> capture technology. *Chemical Engineering Journal* 171, 725-733, Jul 2011.

ROCKETT, G. C. et al. CO<sub>2</sub> storage capacity of Campos basin's oil fields, Brazil. *Energy Procedia*, v. 37, p. 5124-5133, 2013.

\_\_\_\_\_. The CARBMAP Project: Matching CO<sub>2</sub> sources and geological sinks in Brazil using Geographic Information System. GHGT-10 Conference. *Energy Procedia*, v. 4, p. 2764-2771, 2011.



- RODDY, D. Development of a CO<sub>2</sub> network for industrial emissions. *Applied Energy*, p. 459-465, 2011.
- ROMANO, M. et al. The calcium looping process for low CO<sub>2</sub> emission cement and power. Itália. *Energy Procedia*, 2013.
- RUBIN, E. S. et al. Use of experience curves to estimate the future cost of power plants with CO<sub>2</sub> capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1(2), 188-197, 2007.
- RUBIN, E. S.; CHEN, C.; RAO, A. B. Cost and performance of fossil fuel power plants with CO<sub>2</sub> capture and storage. *Energy Policy*, 35, 9, p. 4444-4454, 2007b.
- RUBIN E. S. Carbon dioxide sequestration. *Elements*, v. 4, n. 5, p.311-317, Oct 2008.
- RUIZ, J. A. et al. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 18, 174-183, 2013. DOI:10.1016/j.rser.2012.10.021
- SAKURAI, Y. et al. Dehydrogenation of ethylbenzene over vanadium oxide-loaded MgO catalyst: Promoting effect of carbon dioxide. *Journal of Catalysis*, 209, p. 16-24, 2002.
- SCHAEFFER, R. et al. *Cenários futuros de baixa emissão de carbono nas cadeias de produção de combustíveis fósseis (downstream)*. Banco Mundial, 2009.
- \_\_\_\_\_. *Impactos da adoção de metas de redução de emissão de gases de efeito estufa sobre setores energointensivos do estado do rio de janeiro, alternativas e custos de mitigação*. 2012. Disponível em: <<http://www.rj.gov.br/web/sea/exibeconteudo?article-id=1867698>>. Acesso em: 19 fev. 2014.
- SCHENDEL, R. Gas separation membranes and the gas industry. Apresentação. PCGA TRANSMISSION CONFERENCE. San Jose, California, 1984.
- SCHERFFIUS, J. R. et al. Large-scale CO<sub>2</sub> Capture Demonstration Plant Using Fluor's Econamine FG PlusSM Technology at NRG's WA Parish Electric Generating Station. *Energy Procedia*, v. 37, p. 6553-6561, 2013.
- SCHOLES, C. et al. Membrane gas separation processes for CO<sub>2</sub> capture from cement kiln flue gas. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, V. 34, p. 78-86, 2014.
- SCHOLES, C.; KENTISH, S.; STEVENS, G. Carbon dioxide separation through polymeric membrane systems for flue gas applications. *Recent Patents on Chemical Engineering*, 1, p. 52-66, 2008.
- SHELL. *Annual report and Form 20-F*. 2011. Disponível em: <<http://www.shell.com>>. Acesso em: 4 set. 2011.
- SHREVE. *Indústrias de processos químicos*. 4. ed. Rio de Janeiro: Ltc, 1980.
- SILVA, A. J. G. *Avaliação da rota termoquímica de aproveitamento do bagaço de cana-de-açúcar para produção de etanol e álcoois superiores*. 2013. 223 f. Tese (Doutorado em Planejamento Energético) - PPE/COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

SMITH, A. R.; KLOSEK, J. A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes. *Fuel Processing Technology*, v. 70, Issue 2, p. 115-134, May 2001.

SOCLOW, R. H.; PACALA, S. A plan to keep carbon in check. *Scientific American*, 295 (3), p. 50-57, 2006.

SOLTANIEH, M.; AZAR, K.; SABER, M. Development of a zero emission integrated system for co-production of electricity and methanol through renewable hydrogen and CO<sub>2</sub> capture. *Int. J. of G. Gas Control*, 7, p. 145-152, 2012.

SPLIETHOFF, H. *Power generation from solid fuels*. Heidelberg; New York: Springer, 2010.

STADLER, H. et al. Oxyfuel coal combustion by efficient integration of oxygen transport membranes. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2010. DOI:10.1016/j.ijggc.2010.03.004.

STATOIL. In Salah. 2014c. Disponível em: <<http://www.statoil.com/en/technologyinnovation/newenergy/co2capturestorage/pages/insalah.aspx>>. Acesso em: 24 abr. 2014.

\_\_\_\_\_. *Sleipner Vest*. 2014a. Disponível em: <<http://www.statoil.com/en/TechnologyInnovation/NewEnergy/Co2CaptureStorage/Pages/SleipnerVest.aspx>>. Acesso em: 24 abr. 2014.

\_\_\_\_\_. *Sleipner Vest*. 2014b. Disponível em: <<http://www.statoil.com/en/EnvironmentSociety/Sustainability/2007/Environment/Climate/CarbonCapture/Capture/Pages/SleipnerVest.aspx>>. Acesso em: 24 abr. 2014.

\_\_\_\_\_. *Snøhvit*. 2014d. Disponível em: <<http://www.statoil.com/en/TechnologyInnovation/NewEnergy/Co2CaptureStorage/Pages/Snohvit.aspx>>. Acesso em: 24 abr. 2014.

STRAELEN, J. et al. CO<sub>2</sub> capture for refineries, a practical approach. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 4, p. 316-320, 2010.

STRAIT, R.; NAVKAR, M. Carbon dioxide capture and storage in the nitrogen and syngas industries. Disponível em <<https://uicecho.wikispaces.com/file/view/Carbon-Dioxide-Capture-and-Storage-in-the-Nitrogen-and-SynGas-Industries.pdf>>. Acesso em: 12 fev. 2010.

SVENDSEN, H. F.; HESSEN, E. T.; MEJDELL, T. Carbon dioxide capture by absorption, challenges and possibilities. *Chemical Engineering Journal*, v. 171, Issue 3, p. 718-724, 15 July 2011.

SVENSSON, R. et al. Transportation systems for CO<sub>2</sub>- Application to carbon capture and storage. *Energy Conversion and Management*, 45, p. 2343-2353, 2004.

SZKLO, A. et al. *Estado da arte da captura e armazenamento de dióxido de carbono proveniente de UTE a carvão*. Trabalho Técnico. Rio de Janeiro, 2010.

SZKLO, A.; SCHAEFFER, R. Fuel specification, energy consumption and CO<sub>2</sub> emission in oil refineries. *Energy*, 32, p. 1075-1092, 2007.

SZKLO, A.; ULLER, V. *Fundamentos do refino de petróleo*. 2. ed. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2008.

TOFTEGAARD, M. et al. Oxy-fuel combustion of solid fuels. Dinamarca. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2010.

TOLMASQUIM, M. T.; SZKLO, A. S.; SOARES, J. B. *Mercado de gás natural na indústria química e no setor hospitalar no Brasil*. Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ, 2003.

UBIETO, E. *Energy system analysis in the Swedish – Iron and steel industry*. Luleå University of Technology, 2012.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR – UNICA (Brasil). *Histórico de produção e moagem*. 2014. Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-oagem.php?id-Mn=31&tipoHistorico=2>>. Acesso em: 20 mar. 2014.

UNITED NATIONS INDUSTRIAL DEVELOPMENT ORGANIZATION – UNIDO. *Carbon capture and storage in industrial applications: Technology Synthesis Report Working Paper – November 2010*. Viena: Unido, 2010.

UOP. Meeting staged CO<sub>2</sub> capture requirements with the UOP Selexol process. 2009 GASIFICATION TECHNOLOGIES CONFERENCE, Colorado Springs, EUA.

USA. Department of Energy – DOE. *Hydrogen threshold cost calculation*, Program Record. 2011. Disponível em: <<http://www.doe.gov>>. Acesso em: 15 jul. 2011.

USA. Department of Energy – National Energy Technologies Laboratory – DOE/NETL. *Cost and performance baseline for fossil energy plants*. Volume 3b: Low Rank Coal to Electricity: Combustion Cases. Pittsburg, PA: DOE/NETL-2011/1463, 2011.

\_\_\_\_\_. *Cost and performance baseline for fossil energy plants*. Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity. Revision 2a. Pittsburg, PA: DOE/NETL-2010/1397, 2013.

USA. Energy Information Administration – EIA. *International energy annual*. 2006. Disponível em: <<http://www.eia.doe.gov/environment.html>>. Acesso em: 2 jan. 2012.

USA. Environmental Protection Agency – EPA. *Geologic CO<sub>2</sub> Sequestration Technology and Cost Analysis*. Technical support document. 2008. Disponível em: <<http://www.gpo.gov/fdsys/pkg/FR-2014-01-03/pdf/2013-31246.pdf>>. Acesso em: 18 jan. 2014.

\_\_\_\_\_. *Greenhouse gas inventory data explorer*. 2014. Disponível em: <<http://www.epa.gov>>. Acesso em: 5 jul. 2014.

\_\_\_\_\_. *Offshore petroleum and greenhouse gas storage (environment) regulations 2014*. Statutory Rules 1999 No. 228 as amended made under the Offshore Petroleum and Greenhouse Gas Storage Act 2006. 2014. Disponível em: <<http://www.gpo.gov/fdsys/pkg/FR-2014-01-03/pdf/2013-31246.pdf>>. Acesso em: 15 jan. 2014.

USA. Idaho National Laboratory – INL. *HTGR – integrated hydrogen production via steam methane reforming (SMR) economic analysis*. Technical Evaluation Study. Idaho: INL, 2010.

USA. National Energy Technology Laboratory – NETL. Chemical looping for combustion and hydrogen production. R&D Facts. 2008b. Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov>>. Acesso em: 26 jul. 2014.

\_\_\_\_\_. *Cost and performance baseline for fossil energy power plants study*. Volume 1: Bituminous coal and natural gas to electricity. Final report. Cost and performance baselines for fossil energy plants. 2007. Disponível em: <[http://www.netl.doe.gov/energy-analyses/pubs/BitBase\\_FinRep\\_Rev2.pdf](http://www.netl.doe.gov/energy-analyses/pubs/BitBase_FinRep_Rev2.pdf)>. Acesso em: 18 jul. 2007.

\_\_\_\_\_. *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, 2008.

\_\_\_\_\_. *Development of ion transport membrane (ITM) oxygen technology for integration in IGCC and other advanced power generation systems*. 2009. Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov>>. Acesso em: 30 out. 2011.

\_\_\_\_\_. *Evaluation of alternate water gas shift configurations for IGCC systems*. 401/080509, NETL, DOE, 2011b.

\_\_\_\_\_. *Process screening analysis of alternative gas treating and sulfur removal for gasification*. Revised Final Report, Task Order No. 739656-00100, Task 2. Mountain View, California, EUA: NETL, 2002.

\_\_\_\_\_. *Quality guidelines for energy system studies – Carbon dioxide transport and storage costs in NETL Studies*. NETL, DOE, 2014.

\_\_\_\_\_. *Cost and Performance of PC and IGCC Plants for a Range of Carbon Dioxide Capture*. 2011. Disponível em: <<https://www.netl.doe.gov/research/energy-analysis/search-publications/vuesearch?search=netl&id=3&value=Post-combustion%20capture>>. Acesso em: 18 out. 2010.

\_\_\_\_\_. *The gas turbine handbook*. 2006. Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/turbines/refshelf.html>>. Acesso em: 12 out. 2010.

\_\_\_\_\_. *Analysis of hybrid hydrogen systems*. Report 560-46934, Colorado, EUA, 2010.

VATOPOULOS, K.; TZIMAS, E. Assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies in cement manufacturing process. *Journal of Cleaner Production*, 2012.

WILEY, D.; HO, M.; BUSTAMANTE, A. Assessment of opportunities for CO<sub>2</sub> capture at iron and steel mills: An Australian perspective. *Energy Procedia*. Australia, 2011.

WOOD MACKENZIE. *Brazil country overview*. Relatório sobre campos de produção de petróleo e gás natural. Londres: Wood Mackenzie, 2012.

WORLD COAL. *Coal Statistics*. 2014. Disponível em: <<http://www.worldcoal.org/resources/coal-statistics/>>. Acesso em: 16 ago. 2014.

WORRELL, E. et al. 2000. Energy use and energy intensity of the U.S. chemical industry. Berkeley, California: University of California, Energy Analysis Department, 2000.

XU, A. et al. Development and integration of new processes consuming carbon dioxide in multi-plant chemical production complexes. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 7, p. 97-115, 2005.

YANG, R. et al. A new method of low-temperature methanol synthesis on Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts from CO/CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>. *Fuel*, 87, p. 443-450, 2008.

YANMAZ, M.; KAYAB, A.; KARDEMIR, A. Ultra-low carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) steelmaking. Karabük University. INTERNATIONAL IRON & STEEL SYMPOSIUM, 02-04 April 2012, Karabük, Türkiye.

ZANGANEH, K. E.; SHAFEEN, A.; SALVADOR, C. CO<sub>2</sub> capture and development of an advanced pilot-scale cryogenic separation and compression unit. *Energy Procedia*, 1(1), 247-252, 2009.

ZARETSKII, M. I.; RUSAK, V. V.; CHARTOV, E. M. Using propylene carbonate in extraction and absorption: A review. *Coke and Chemistry*, 51(3), 101-104, 2008.

ZEMAN, F. Oxygen combustion in cement production. USA. *Energy Procedia*, 2009.

ZHANG, J. et al. *Carbon dioxide absorption in biphasic amine solvents with enhanced low temperature solvent regeneration*. Chemical Engineering Transactions, 2010.

ZHAO, L. et al. Concepts and investment cost analyses of multi-stage membrane systems used in post-combustion processes. *Energy Procedia*, 1(1), p. 269-278, 2009.

ZHOU, W. et al. CO<sub>2</sub> emissions and mitigation potential in China's ammonia industry. *Energy Policy*, v. 38. p. 3701-3709, 2010.





MINISTÉRIO DA  
**CIÊNCIA, TECNOLOGIA,  
INOVAÇÕES E COMUNICAÇÕES**

