



## ANÁLISE DO POTENCIAL TÉCNICO E DE MERCADO DE USO INDUSTRIAL DE CO<sub>2</sub> DE DESTILARIAS DE ETANOL DO CENTRO-SUL DO BRASIL

Paulo Roberto de Campos Merschmann

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

Orientador(es): Alexandre Salem Szklo  
Roberto Schaeffer

Rio de Janeiro  
Dezembro de 2014

**ANÁLISE DO POTENCIAL TÉCNICO E DE MERCADO DE USO INDUSTRIAL  
DE CO<sub>2</sub> DE DESTILARIAS DE ETANOL DO CENTRO-SUL DO BRASIL**

**Paulo Roberto de Campos Merschmann**

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

**Examinada por:**

---

**Prof. Roberto Schaeffer, Ph.D.**

---

**Prof. Alexandre Salem Szklo, D.Sc.**

---

**Prof. José Roberto Moreira, D.Sc.**

---

**Prof. Rodolfo Dino, D.Sc.**

---

**Prof. David Alves Castelo Branco, D.Sc.**

**RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL  
DEZEMBRO DE 2014**

Merschmann, Paulo Roberto de Campos

Análise do Potencial Técnico e de Mercado de Uso  
Industrial de CO<sub>2</sub> de Destilarias de Etanol do Centro-Sul  
do Brasil / Paulo Roberto de Campos Merschmann. - Rio  
de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2014.

XVII, 281 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: Alexandre Salem Szklo

Roberto Schaeffer

Tese (doutorado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de  
Planejamento Energético, 2014.

Referências Bibliográficas: p. 204-219.

1. CCIS 2. Etanol. 3. EOR. 4. Metanol e ureia. I. Szklo,  
Alexandre Salem *et al.* II. Universidade Federal do Rio de  
Janeiro, COPPE, Programa de Planejamento Energético.  
III. Título.

## AGRADECIMENTOS

Agradeço a orientação sempre muito atenciosa e paciente de Alexandre Szklo e Roberto Schaeffer.

Expresso meus agradecimentos a meu pai, mãe (*in memoriam*), irmãos, irmã, todos os familiares, Isabela, amigos, todos os que torceram por mim, me motivaram, me incentivaram, enfim, tornaram possível e mais agradável o processo que culminou na redação desta tese.

Também devo meus agradecimentos ao corpo técnico-administrativo. Sandrinha, Queila, Paulo, Fernando, Simone obrigado por terem sempre resolvido todos os problemas.

Meus agradecimentos também aos professores do programa, em especial aqueles com os quais tive oportunidade de aprender e debater temas que continuam motivando minha pesquisa.

Aos companheiros de CENERGIA (Susi, David, Pedro, Evi, Larissa, Belinha, Cecília, Régis, Rafa, Raul, Cielo, Joana, Ana, Mauro, Tamara) muito obrigado pelos debates, cafés, horários de relaxamento. O convívio social selecionado realmente enriquece.

Aos colegas do DEPRO do CEFET-RJ, obrigado por me incentivarem e terem sido compreensivos nesta etapa da minha vida.

Aos amigos antigos e novos: Ormeu, Piruca, Dvera, Anderson, Bernardo, Marcos, Dani, Aline, Luanne obrigado por sempre torcerem por mim.

Ao CNPq pelo apoio financeiro na forma de bolsa de estudos.

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

**ANÁLISE DO POTENCIAL TÉCNICO E DE MERCADO DE USO INDUSTRIAL  
DE CO<sub>2</sub> DE DESTILARIAS DE ETANOL DO CENTRO-SUL DO BRASIL**

Paulo Roberto de Campos Merschmann

Dezembro/2014

Orientadores: Alexandre Salem Szklo

Roberto Schaeffer

Programa: Planejamento Energético

Certos usos de CO<sub>2</sub> reduzem a sua concentração na atmosfera, geram receitas e/ou substituem rotas convencionais de produção associadas a riscos ambientais.

Os usos de CO<sub>2</sub> dependem da operação de processos como a captura deste gás, o seu transporte até o local de uso e os processos associados diretamente a seu uso como, por exemplo, a injeção ou a reação deste gás com outro reagente. O custo do processo de captura depende da concentração do CO<sub>2</sub> na corrente de onde ele é capturado. A fermentação de etanol produz uma corrente com elevada concentração de CO<sub>2</sub> e, portanto, associada a um baixo custo de captura.

Esta tese testa a viabilidade técnica e de mercado de alguns usos industriais de CO<sub>2</sub> gerado na fermentação de etanol produzido no Centro-Sul do Brasil. A análise de viabilidade técnica mostra que os usos que apresentam os maiores potenciais técnicos são o EOR em campos maduros da bacia de Campos, a produção de ureia e a produção de metanol.

O potencial de mercado é determinado pelos valores presente líquido de investimentos na infraestrutura necessária ao uso (EOR ou metanol ou ureia). Quando se considera que os investimentos na infraestrutura para o EOR são realizados por uma empresa de petróleo, os VPL são positivos. Quando se considera que os investimentos na infraestrutura necessária ao uso (EOR ou metanol ou ureia) são realizados pelas destilarias, os VPL são negativos.

Abstract of Thesis presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Science (D.Sc.)

**TECHNICAL AND MARKET POTENTIALS OF USES OF CO<sub>2</sub> DERIVED  
FROM ETHANOL FERMENTATION IN THE SOUTH CENTER OF BRAZIL**

Paulo Roberto de Campos Merschmann

December/2014

Advisors: Alexandre Salem Szklo

Roberto Schaeffer

Department: Energy Planning

Some uses of CO<sub>2</sub> contribute to mitigate atmospheric CO<sub>2</sub> concentration, to generate revenues and/or to reduce environmental risks compared to conventional routes of production.

The CO<sub>2</sub> uses depend on the operation of a range of processes as CO<sub>2</sub> capture, transport and processing. The CO<sub>2</sub> capture cost depends on the concentration of this gas in the stream from which it is captured. The CO<sub>2</sub> emitted in the ethanol fermentation is almost pure. So, it is associated to low capture costs.

This thesis assesses the technical and market potentials of uses of CO<sub>2</sub> derived from ethanol fermentation in the south center of Brazil. Technical assessments results present EOR, methanol and urea production as the uses with the better technical potentials.

The market potential is determined by the net present value of the investment in the required infrastructure to the use (EOR or methanol or urea). The NPV are positive only in the case the required infrastructure to implement EOR is invested by an oil company. When the required infrastructure to any of the uses (EOR or methanol or urea production) is invested by ethanol producers the NPV are negative.

## ÍNDICE

Introdução.....	1
Capítulo 1- Rotas de uso industrial de CO <sub>2</sub> e seus desafios .....	7
1.1 Etapas preliminares aos usos .....	7
1.1.1 Captura .....	7
1.1.2 Compressão .....	8
1.1.3 Transporte .....	8
1.2 Limitações dos usos industriais de CO <sub>2</sub> .....	8
1.3 Tecnologias de uso industrial de CO <sub>2</sub> .....	13
1.3.1 Usos físicos .....	14
1.3.2 Usos químicos .....	27
Capítulo 2- Emissões de CO <sub>2</sub> e potencial de geração de energia excedente na indústria sucroalcooleira.....	42
2.1 Emissões de GEE no processo de produção de etanol.....	42
2.2 Características do CO <sub>2</sub> de fermentação e a pureza necessária a usos de CO <sub>2</sub> .....	46
2.2.1 Concentração de CO <sub>2</sub> nas emissões da fermentação e os custos de captura ..	46
2.2.2 Grau de pureza do CO <sub>2</sub> .....	51
2.2.3 Escala da oferta de CO <sub>2</sub> pelas destilarias do Centro-Sul .....	53
2.3 Produção de energia elétrica excedente pelas destilarias.....	59
Capítulo 3- Metodologias para seleção dos usos de CO <sub>2</sub> , análise de viabilidade técnica dos usos selecionados e análise de viabilidade de mercado do uso para EOR.....	61
3.1 Metodologia para a seleção dos usos que terão a viabilidade técnica avaliada ....	63
3.2 Metodologia para as análises de viabilidade técnica .....	64
3.3 Metodologia para análise de viabilidade de mercado do uso de CO <sub>2</sub> para EOR..	65
3.3.1 Estimativas dos valores de n, n <sub>1</sub> e i .....	68
3.3.2 Estimativas dos custos de capital (I) .....	69
3.3.3 Estimativas dos fluxos de caixa .....	80
3.3.4 Custos de desidratação e compressão e custos de injeção .....	88

Capítulo 4- Metodologia para análise de viabilidade de mercado do uso de CO <sub>2</sub> para produção de metanol ou ureia.....	91
4.1 Estimativas de n, n <sub>1</sub> e i associados à produção de metanol ou ureia .....	91
4.2 Custos de capital (I) associados à produção de metanol.....	93
4.3 Custos de capital (I) associados à produção de ureia.....	108
4.4 Fluxos de caixa associados à produção de metanol ou ureia .....	115
Capítulo 5- Resultados e suas análises .....	126
5.1 Usos de CO <sub>2</sub> selecionados para ter sua viabilidade técnica analisada.....	126
5.2 Resultados das análises de viabilidade técnica .....	144
5.2.1 Carbonatação de bebidas .....	144
5.2.2 EOR.....	146
5.2.3 Empacotamento de alimentos .....	152
5.2.4 Metanol .....	153
5.2.5 Ureia .....	154
5.2.6 Carbonato de cálcio.....	155
5.3 Resultados das análises de viabilidade de mercado do uso de CO <sub>2</sub> para EOR ...	160
5.3.1 Estimativas dos custos de capital .....	160
5.3.2 Estimativas dos fluxos de caixa .....	172
5.3.3 Estimativas dos VPL .....	176
5.4 Resultados das análises de viabilidade de mercado do uso de CO <sub>2</sub> para produção de metanol ou ureia.....	179
5.4.1 Estimativas dos custos de capital .....	179
5.4.2 Estimativas dos fluxos de caixa .....	187
5.4.3 Estimativas dos VPL .....	192
Considerações Finais .....	199
Referências Bibliográficas.....	204
Anexo 1 – Construção do mapa do custo de passagem dos carbodutos pelas células ..	220

Anexo 2- Economia de escala no custo de investimento dos carbodutos .....	223
Anexo 3- Estimativas da produção de etanol por destilaria na safra 2010/2011.....	226
Anexo 4 – Projetos de captura de carbono no mundo .....	235
Anexo 5- Resultados por destilaria.....	241

## LISTA DE FIGURAS

Figura I-1: Evolução da participação do CCS nas medidas de mitigação das emissões de GEE .....	2
Figura I-2: Fluxograma que representa a estrutura da tese .....	6
Figura 1-1: Zonas de um reservatório de petróleo .....	15
Figura 1-2: Variação de densidade entre as fases líquida e gasosa de diferentes fluidos refrigerantes .....	24
Figura 1-3: Estimativas da capacidade de absorção de CO <sub>2</sub> por diversos resíduos .....	38
Figura 2-1: Discriminação das emissões líquidas de GEE da produção de etanol de cana-de-açúcar no Centro-Sul do Brasil (2005-2006) .....	43
Figura 2-2: Participação das emissões de CO <sub>2</sub> da fermentação nas emissões líquidas do ciclo de vida do etanol .....	45
Figura 2-3: Participação de cada mês (%) no total de etanol produzido no Brasil .....	55
Figura 5-1: Demanda média dos projetos agrupados por tipo de uso de CO <sub>2</sub> ..	133
Figura 5-2: Demanda média dos projetos agrupados por tipo de uso (exclusive EOR) de CO <sub>2</sub> .....	134
Figura 5-3: Rede de carbodutos para destilarias do Centro-Sul para armazenamento geológico nos campos de Cachalote e Parati .....	164
Figura 5-4: Número de destilarias por faixa de capacidade de produção diária de H <sub>2</sub> .....	182
Figura A2-1: Economia de escala com o aumento da vazão dos carbodutos ...	225

Figura A5-1: Quadrante inferior esquerdo do mapa representado na figura 5-3 .. 244

Figura A5-2: Quadrante superior esquerdo do mapa representado na figura 5-3 .. 244

Figura A5-3: Quadrante superior direito do mapa representado na figura 5-3 .. 245

Figura A5-4: Quadrante inferior direito do mapa representado na figura 5-3 .. 245

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1-1: Energias livres padrão de formação, determinadas a 25°C .....	11
Tabela 1-2: Relação entre a oferta (emissões) e a demanda industrial de CO <sub>2</sub> no mundo .....	13
Tabela 1-3: Características dos reservatórios de petróleo adequados à aplicação de EOR-CO <sub>2</sub> .....	21
Tabela 1-4: Pressão e temperatura do CO <sub>2</sub> , da amônia e do R134a no ponto crítico .....	25
Tabela 1-5: Concentração de gases para o empacotamento de diversos produtos .....	26
Tabela 1-6: Condições de temperatura e pressão na qual ocorrem as reações de carbonatação .....	34
Tabela 1-7: Composição das cinzas do bagaço e de outros tipos de biomassa ...	36
Tabela 2-1: Estimativas de custos de captura e compressão .....	47
Tabela 2-2: Parcela do mercado de CO <sub>2</sub> norte-americano abastecido pelas destilarias de etanol e a concentração de CO <sub>2</sub> nas correntes de vários processos .....	50
Tabela 2-3: Tecnologias operando com CO <sub>2</sub> concentrado ou diluído .....	52
Tabela 2-4: Emissões de CO <sub>2</sub> da queima de combustíveis fósseis e da fermentação de etanol no ano de 2008 .....	54
Tabela 2-5: Capacidade diária média de produção de etanol das plantas do Centro-Sul brasileiro .....	56
Tabela 2-6: Emissões diárias de CO <sub>2</sub> da fermentação do açúcar em etanol .....	57
Tabela 2-7: Massa de CO <sub>2</sub> que poderia ser consumida por uma planta típica ....	58
Tabela 3-1: Valores de n, n <sub>1</sub> e i .....	69

Tabela 3-2: Valores dos fatores da equação 3.3 .....	72
Tabela 3-3: Parâmetros da equação 3.6.....	75
Tabela 3-4: Volume de CO <sub>2</sub> por usina .....	82
Tabela 3-5: Cenários para análise de viabilidade de mercado .....	90
Tabela 4-1: Valores de n, n <sub>l</sub> e i .....	93
Tabela 4-2: Potência instalada e o custo de capital por unidade de potência instalada .....	94
Tabela 4-3: Custo de capital por kW de potência instalada .....	95
Tabela 4-4: Estimativas do custo de capital da produção localizada de H <sub>2</sub> via eletrólise .....	98
Tabela 4-5: Consumo de energia elétrica pelos principais processos de produção de H <sub>2</sub> .....	100
Tabela 4-6: Valores dos parâmetros e resultados derivados da equação 4.2 ....	103
Tabela 4-7: Valores dos parâmetros e resultado da equação 4.3 .....	104
Tabela 4-8: Estimativas do consumo de energia em cada etapa do processo de produção do metanol .....	105
Tabela 4-9: Valores dos parâmetros e resultados derivados da equação 4.2 ....	110
Tabela 4-10: Valores dos parâmetros e resultado da equação 4.3 .....	110
Tabela 4-11: Energia final para a separação, produção e/ou compressão dos gases usados na produção de ureia.....	111
Tabela 4-12: Valores de variáveis da equação 4.6 .....	114
Tabela 4-13: Origem e quantidade do metanol importado pelo Brasil em 2013 .....	116
Tabela 4-14: Origem e quantidade de ureia importada pelo Brasil em 2013....	119

Tabela 4-15: Custos operacionais da eletrólise .....	121
Tabela 4-16: Cenários para análise de viabilidade de mercado .....	125
Tabela 5-1: Estimativas da demanda de CO <sub>2</sub> para usos existentes no mundo ..	127
Tabela 5-2: Estimativas da demanda de CO <sub>2</sub> para usos futuros no mundo.....	129
Tabela 5-3: Projetos de captura de carbono em estágio comercial .....	131
Tabela 5-4: Projetos de captura e estocagem geológica (incluindo ou não EOR) em diferentes fases de desenvolvimento .....	135
Tabela 5-5: Projetos de captura e sequestro de CO <sub>2</sub> de fermentação de açúcar no mundo .....	136
Tabela 5-6: Capacidade instalada das comercializadoras brasileiras de CO <sub>2</sub> ...	139
Tabela 5-7: Origem e aplicações de CO <sub>2</sub> .....	141
Tabela 5-8: Características de campos selecionados na da Bacia de Campos..	147
Tabela 5-9: Produção diária média de petróleo, profundidade média e data de início de produção de Campos de Petróleo na Bacia de Campos.....	149
Tabela 5-10: Estimativas da produção incremental de petróleo, 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> .....	151
Tabela 5-11: Consumo de CO <sub>2</sub> para diversos usos .....	157
Tabela 5-12: Custo de capital médio dos carbodutos exclusivos (um para cada destilaria) .....	161
Tabela 5-13: Custo de capital médio dos carbodutos ligados em rede .....	165
Tabela 5-14: Capacidade e custo de capital dos compressores por trecho de carboduto .....	168
Tabela 5-15: Custo de capital médio total para cada grupo de destilarias .....	170

Tabela 5-16: Cenários e fluxos de caixa médios.....	174
Tabela 5-17: Cenários e VPL médios da venda de CO <sub>2</sub> para EOR .....	177
Tabela 5-18: Massa de cana moída, energia elétrica excedente, produção de metanol e consumo de hidrogênio.....	179
Tabela 5-19: Massa de cana moída, energia elétrica excedente, produção de ureia e consumo de hidrogênio.....	180
Tabela 5-20: Custos de capital médios de cada etapa da cadeia de produção de metanol .....	184
Tabela 5-21: Custos de capital médios de cada etapa da cadeia de produção de ureia .....	186
Tabela 5-22: Receita média, custos operacionais médios e fluxo de caixa médio (metanol).....	188
Tabela 5-23: Receita média, custos operacionais médios e fluxo de caixa médio (ureia) .....	190
Tabela 5-24: Custos médios de O&M e de energia, receitas médias e VPL médios do uso do CO <sub>2</sub> para produção de metanol.....	194
Tabela 5-25: Custos médios de O&M e de energia, receitas médias e VPL médios do uso do CO <sub>2</sub> para produção de ureia.....	197
Tabela A3-1: Produção de etanol na safra 2010/2011 .....	226
Tabela A4-1: Projetos de captura de CO <sub>2</sub> em estágio comercial no mundo .....	235
Tabela A4-2: Projetos de captura e sequestro geológico do CO <sub>2</sub> em diferentes estágios de desenvolvimento .....	239
Tabela A5-1: Capacidade de vazão, diâmetro do carboduto e custo de capital	241
Tabela A5-2: Custo de capital dos carbodutos ligados em rede .....	246
Tabela A5-3: Custo de capital total de cada usina na rede de carbodutos .....	256

Tabela A5-4: Custo de O&M e energia para cada usina.....	258
Tabela A5-5: Cenários e fluxos de caixa para cada destilaria.....	260
Tabela A5-6: Cenários e VPL da venda de CO <sub>2</sub> para EOR .....	263
Tabela A5-7: Massa de cana moída, energia elétrica excedente, produção de metanol e de hidrogênio .....	265
Tabela A5-8: Massa de cana moída, energia elétrica excedente, produção de ureia e de hidrogênio .....	267
Tabela A5-9: Custos de capital de cada etapa da cadeia de produção de metanol .....	269
Tabela A5-10: Custos de capital das várias etapas da produção de ureia .....	271
Tabela A5-11: Receita, custos operacionais e fluxo de caixa (metanol) .....	272
Tabela A5-12: Receita, custos operacionais e fluxo de caixa (ureia) .....	275
Tabela A5-13: Custos, receitas e VPL do uso do CO <sub>2</sub> para produção de metanol .....	278
Tabela A5-14: Custos, receitas e VPL do uso do CO <sub>2</sub> para produção de ureia	280

## SIGLAS

ASU	Air Separation Unit
BECCS	Bioenergy with Carbon Capture and Storage
CCIS	Carbon Capture and Industrial Storage
CCS	Carbon Capture and Storage
CCU	Carbon Capture and Use
CSLL	Contribuição Social sobre Lucro Líquido
ECBM	Enhaced Coal Bed Methane
EOR	Enhaced Oil Recovery
FC	Fluxo de Caixa
FOB	Free on Board
GEE	Gases de Efeito Estufa
I	Investimento
IRPJ	Imposto de Renda Pessoa Jurídica
MAP	Modified Atmosphere Packaging
MDL	Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
MMBOE	Milhões de Barris de Óleo Equivalente
MP	Material Particulado
Mt	Milhões de toneladas
O&M	Operação e Manutenção
OOIP	Original Oil in Place
PCC	Precipitated Calcium Carbonate
PCI	Poder Calorífico Inferior
tep	tonelada equivalente de petróleo
VPL	Valor Presente Líquido

# Introdução

Segundo IPCC (2014) e EIA (2013), há importantes medidas de mitigação que podem contribuir para que até o ano de 2100, a concentração de GEE na atmosfera não ultrapasse 450 ppm de CO<sub>2</sub>-eq. Este é um pré-requisito para que haja uma grande probabilidade de que o aumento da temperatura média global até o ano 2100 não ultrapasse 2°C (IPCC, 2014). A seguir, é reproduzido um trecho extraído de IPCC (2014), que descreve algumas destas medidas. Além de IPCC (2014), IEA (2013) também destaca estas medidas como importantes na mitigação das emissões, incluindo o CCIS (*Carbon Capture and Industrial Storage*) <sup>1</sup>neste conjunto de medidas.

At the global level, scenarios reaching 450 ppm CO<sub>2</sub>eq are also characterized by more rapid improvements of energy efficiency, a tripling to nearly a quadrupling of the share of zero and low-carbon energy supply from renewables, nuclear energy and fossil energy with carbon dioxide capture and storage (CCS), or bioenergy with CCS (BECCS) by the year 2050 (...).

IEA (2014) apresenta um cenário de mínimo custo para que, considerando como referência o aumento de 4°C na temperatura média global até 2050, tal aumento de temperatura fique limitado a 2°C neste período. A ocorrência deste cenário pressupõe um conjunto de medidas de mitigação, dentre as quais: medidas de eficiência energética, aumento do uso de combustíveis renováveis e CCS. Juntas, estas três medidas contribuem com 80% do esforço total de redução das emissões de GEE, sendo que apenas o CCS responde por 21% deste esforço (IEA, 2014). A figura I-1 mostra a

---

<sup>1</sup>Também identificado na literatura como CCU (Carbon Capture and Use).

energéticas de baixo carbono, incluindo o CCS. Segundo PARSONS BRINCKERHOFF (2011), para estimular o desenvolvimento e a difusão do CCS este grupo propõe:

(...) the use of captured CO<sub>2</sub> to generate revenue that can partially offset the cost of CO<sub>2</sub> capture, as a transitional measure to assist the accelerated uptake of CCS.

Os principais motivos que podem fazer com que o uso do CO<sub>2</sub> estimule o desenvolvimento do CCS são:

- O uso gera receita, compensando parte dos custos associados às atividades envolvidas na cadeia de uso do CO<sub>2</sub> (CSLF, 2013; PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). Em geral, tais atividades incluem a captura e o transporte de CO<sub>2</sub>, e o processo físico, químico ou biológico associado ao aproveitamento deste gás. Tal geração de receita pode ajudar a difundir as atividades desta cadeia, o que aprofunda o aprendizado nestas tecnologias e pode contribuir para reduzir os custos que se lhes associam (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).
- Se o uso for a recuperação avançada de petróleo (EOR), há aumento do aprendizado associado à estocagem e a oportunidade de aumentar a aceitação da comunidade em relação à estocagem geológica<sup>2</sup> (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). Segundo CSLF (2013), projetos de EOR-CO<sub>2</sub> contribuem para superar duas barreiras encontradas nos projetos de estocagem geológica, que são: o estabelecimento de direitos de uso dos recursos minerais e a atribuição da responsabilidade de longo prazo pelo CO<sub>2</sub> estocado.
- Algumas tecnologias de uso contribuem para a estocagem permanente de carbono, funcionando como uma alternativa à estocagem geológica (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

Por sua vez, dentre as motivações para a investigação dos usos do CO<sub>2</sub> da fermentação do etanol no Centro-Sul, podem ser citadas:

- A captura é tanto mais energointensiva quanto menos concentrado estiver o CO<sub>2</sub> na corrente que o contém. No caso do processo de fermentação, o CO<sub>2</sub> é emitido com elevada pureza, o que reduz bastante os custos da etapa de captura. Considerando que a captura responde por cerca de 3/4 da soma dos custos de capturar e transportar o

---

<sup>2</sup>Há incertezas geológicas e regulatórias associadas à estocagem geológica.

CO<sub>2</sub> de termelétricas a carvão (RUBIN, 2008; HAMMOND & SPARGO, 2014), conclui-se que o custo da implementação de CCIS na corrente de gases da fermentação deve ser reduzido, já que os custos de captura são muito baixos neste caso, o que torna o uso do CO<sub>2</sub> capturado na corrente da fermentação mais atrativo.

- O documento intitulado “World Energy Outlook” apresenta três cenários que revelam diferentes participações das fontes renováveis na demanda mundial de energia primária em 2035. Tais cenários resultam de diferentes níveis de incentivos governamentais sobre as políticas de disseminação destas fontes. O cenário de maior participação das fontes renováveis (“450”) projeta que, em 2035, 26% da demanda de energia primária será suprida por fontes renováveis. Enquanto isso, o cenário intermediário (“New Policies”) indica que esta porcentagem deverá ser de 18%, e o cenário de menor participação (“Current Policies”) sugere que, em 2035, 15% da demanda primária será atendida por fontes renováveis (IEA, 2013). Resultados do cenário intermediário apontam que, em 2035, a demanda de etanol no Brasil deve representar o triplo da demanda de 2011, alcançando 0,6 milhões de barris de óleo equivalente (bep) por dia (IEA, 2013). Valores desta magnitude também são apresentados por EPE (2014), cujas projeções apontam para uma demanda diária de etanol de 0,55<sup>3</sup> milhões de bep em 2030, 0,62 milhões de bep em 2040 e 0,63 milhões de bep em 2050.
- As emissões da fermentação do etanol representam mais de 1,5 vezes as emissões totais líquidas da produção de etanol (kg CO<sub>2</sub>/t de cana) (veja Capítulo 2). Ou seja, a captura na fermentação mais do que compensaria as emissões líquidas da cadeia de produção do etanol. Salienta-se que, dado que as emissões da fermentação e do uso do etanol já são compensadas durante a fotossíntese da cana e, que a quantidade de emissões da fermentação é superior à quantidade de emissões líquidas da indústria de etanol, a captura de CO<sub>2</sub> da fermentação levaria à emissões negativas, ou seja, a cadeia de produção e uso do etanol capturaria mais GEE da atmosfera do que emitiria.
- A indústria sucroalcooleira gera bagaço como subproduto. Este pode ser usado como fonte de energia na produção de insumos que reagem com o CO<sub>2</sub>, produzindo outros produtos químicos. Por exemplo, esta tese analisa a viabilidade de

---

<sup>3</sup>EPE (2014) apresenta as estimativas em tep/ano. A conversão foi realizada considerando a densidade do petróleo do campo de Cachalote, isto é, 921 kg/m<sup>3</sup> (MORAIS, 2013).

mercado da produção de metanol e de ureia. A rota tecnológica analisada considera a produção de hidrogênio a partir de eletrólise da água<sup>4</sup>, aproveitando o bagaço excedente para gerar a energia elétrica necessária. Além de ureia e de metanol, viabilidades de mercado da produção de outros itens que utilizam rota similar, como dimetilcarbonato (DMC) e dimetileter (DME), entre outros, também podem ser investigadas.

- As destilarias do Centro-Sul estão concentradas geograficamente, o que pode reduzir o custo de redes de transporte de CO<sub>2</sub>, ou de algum outro uso localizado.

Diante destas vantagens e potenciais oportunidades e, tendo em vista não haver na literatura estimativas de custos envolvidos no transporte e/ou uso de CO<sub>2</sub> emitido por destilarias brasileiras, ou informações sobre o potencial técnico ou de mercado de usos de CO<sub>2</sub> no Brasil, a estimativa e disponibilização destas informações é o principal objetivo desta tese.

Além da introdução, esta tese está dividida em mais cinco capítulos e em uma seção de considerações finais. O primeiro capítulo descreve os principais usos do CO<sub>2</sub>, dividindo-os em usos físicos, nos quais são aproveitadas as propriedades físicas do CO<sub>2</sub>, e usos químicos, em que o CO<sub>2</sub> é uma matéria-prima de uma reação química.

O segundo capítulo descreve as características do exausto do processo de fermentação que tornam o CO<sub>2</sub> desta fonte atrativo. Este capítulo também apresenta a concentração geográfica das emissões da fermentação no Centro-Sul e analisa o porte das destilarias em termos de volume de CO<sub>2</sub> emitido por ano. No fim do capítulo 2, se discute o potencial das destilarias para a produção de energia elétrica excedente. Tal energia pode ser consumida por processos produtivos que envolvem o uso de CO<sub>2</sub>.

Inicialmente, o capítulo 3 apresenta a metodologia para a seleção dos usos mais promissores de CO<sub>2</sub> que devem passar pela análise de viabilidade técnica. Descrevem-se então a metodologia aplicada na análise de viabilidade técnica dos usos industriais selecionados e a metodologia utilizada para analisar a viabilidade de mercado de uso de CO<sub>2</sub> para EOR.

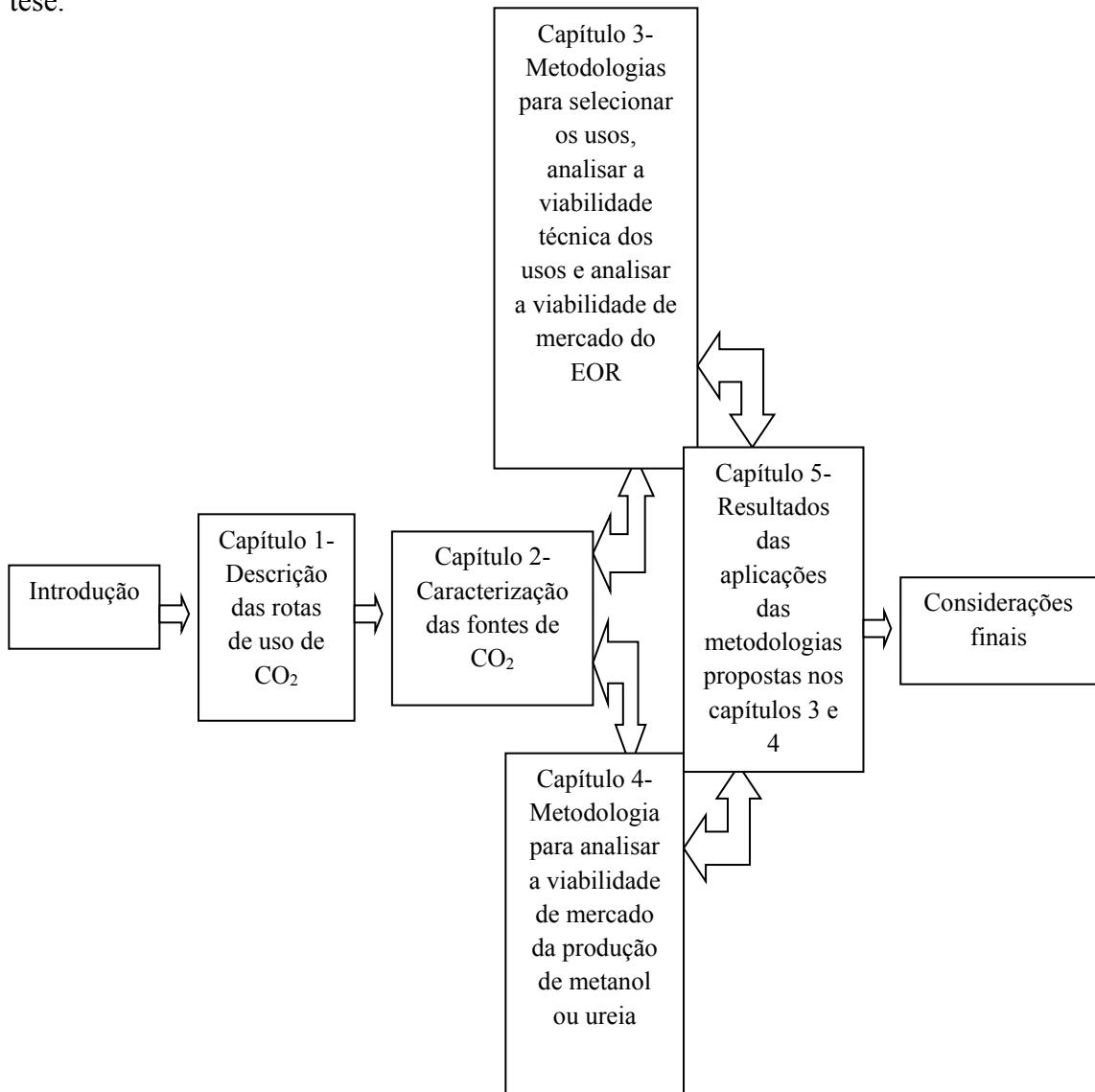
O quarto capítulo apresenta a metodologia usada para analisar a viabilidade de mercado de uso de CO<sub>2</sub> para a produção de metanol ou de ureia.

---

<sup>4</sup> Outra rota de produção de H<sub>2</sub> seria através da gasificação da biomassa.

O quinto capítulo apresenta os resultados da aplicação das metodologias apresentadas nos capítulos 3 e 4. Por fim, são apresentadas as considerações finais do trabalho.

A figura I-2 é um fluxograma que tenta evidenciar as partes que compõem esta tese.



**Figura I-2: Fluxograma que representa a estrutura da tese**

# **Capítulo 1- Rotas de uso industrial de CO<sub>2</sub> e seus desafios**

## **1.1 Etapas preliminares aos usos**

Antes de ser transportado até o local de armazenamento ou uso químico, físico ou biológico, o CO<sub>2</sub> precisa ser separado (capturado) da corrente de gases onde se encontra diluído e, em seguida, comprimido.

### **1.1.1 Captura**

Há um conjunto de processos físico-químicos que podem ser utilizados na captura de CO<sub>2</sub>, dentre os quais se destacam: a absorção química, a absorção física, a adsorção, a 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 e de hidrogênio (H<sub>2</sub>), entre outros, CO<sub>2</sub> pode ser capturado tanto nos gases de exaustão dos processos de produção de energia, quanto no processo químico de produção destes insumos sendo, neste caso, considerado um subproduto.

HENDRIKS & GRAUS (2004) apresentam a produção de amônia e de H<sub>2</sub> gerando correntes contendo CO<sub>2</sub> puro (tabela 2.1). Apesar de nem toda rota de produção de H<sub>2</sub> gerar gás de síntese com elevada concentração de CO<sub>2</sub><sup>5</sup>, 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. Isto é verdade não apenas na produção de H<sub>2</sub>, mas também na produção de amônia, de óxido de etileno e no processamento de gás natural.

---

<sup>5</sup>IEA (2011) reporta que a concentração de CO<sub>2</sub> no gás de síntese da gasificação de resíduos de refinaria ou da reforma a vapor de metano (para a produção de H<sub>2</sub>) estaria entre 20 e 99%.

Em geral, aos processos em que a captura de CO<sub>2</sub> já é inerente e aos que apresentam elevada concentração deste gás, associa-se apenas o custo de compressão e transporte, considerando-se o custo de captura nulo<sup>6</sup> (RUBIN, 2008).

### **1.1.2 Compressão**

Após sua captura, o CO<sub>2</sub> deve ser comprimido entre 8 e 12 MPa para transporte onshore e até 20 MPa para transporte offshore<sup>7</sup>. Durante os primeiros estágios da compressão ocorre a desidratação do gás (HENDRIKS & GRAUS, 2004).

HENDRIKS & GRAUS (2004) propõem a aplicação de um sistema de compressão de CO<sub>2</sub> de 4 estágios, visando à compressão de CO<sub>2</sub> de 1 a 120 bar.

Segundo HENDRIKS & GRAUS (2004), o custo total da compressão pode ser definido a partir das estimativas das seguintes variáveis: custo de investimento no sistema, custo de operação e manutenção e custo da energia elétrica.

Diferentemente de HENDRIKS & GRAUS (2004), outros autores, como BONIJOLY et al. (2009) e DAHOWSKI & DOOLEY (2008), apresentam os custos de compressão agregados aos de captura.

### **1.1.3 Transporte**

Existe uma troca compensatória entre os custos associados à compressão e os custos associados à infraestrutura de transporte. Isto ocorre porque quanto maior a pressão, maior o custo total de compressão e maior a densidade do gás. Quanto maior a sua densidade, menor o volume requerido para uma mesma vazão mássica, ou seja, menor o custo de construção dos carbodutos (HENDRIKS & GRAUS, 2004). Ou seja, quanto maior o custo de compressão menor o custo dos dutos e vice-versa.

## **1.2 Limitações dos usos industriais de CO<sub>2</sub>**

O CCIS apresenta três vertentes principais:

---

<sup>6</sup>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 H<sub>2</sub> e na produção de óxido de etileno.

<sup>7</sup> O nível de compressão requerido para o CO<sub>2</sub> é tanto maior quanto maior for a perda de pressão ao longo do duto (HENDRIKS & GRAUS, 2004).

- o armazenamento físico, que envolve o uso de 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 de CO<sub>2</sub> com outro insumo para a produção de químicos e combustíveis, e;
- o armazenamento biológico, que está associado à seleção de espécies e ao fortalecimento de processos que absorvem CO<sub>2</sub> via fotossíntese.

O EOR é uma opção de uso físico que se depara com indefinições técnicas e regulatórias para a etapa de estocagem geológica. Segundo CÂMARA et al. (2013), as consequências de vazamentos de CO<sub>2</sub> são a principal barreira para a disseminação da estocagem geológica. Ainda, indefinições sobre a responsabilidade pelas jazidas de CO<sub>2</sub> no longo prazo, as obrigações, os limites, a classificação do CO<sub>2</sub><sup>8</sup> e as especificações do CO<sub>2</sub> direcionado à injeção também dificultam sua difusão (CÂMARA et al., 2013; COSTA, 2014).

SUNDQUIST et al. (2008) acrescentam entre os riscos associados ao sequestro geológico a possibilidade de contaminação de fontes de água potável. PAWAR & BROMHAL (2014) argumentam que o CO<sub>2</sub> pode forçar os fluidos presentes no reservatório e qualquer substância mobilizada por estes fluidos para aquíferos potáveis. Acrescentam que o aumento de pressão no reservatório pode mudar sua estrutura, fazendo, por exemplo, surgir fraturas na rocha selante. Além disso, o CO<sub>2</sub> misturado com água salina poderia reagir com o cimento, fechando os poços, o que pode criar rotas de escape ou contribuir para melhorar a capacidade de selagem. Outra possibilidade seria a reação do CO<sub>2</sub> com certos minerais contidos no reservatório, formando outros minerais, o que pode ser positivo do ponto de vista de ser uma alternativa de estocagem, ou negativo, caso a formação de novos minerais prejudique a injeção de CO<sub>2</sub> (PAWAR & BROMHAL, 2014). Ferramentas para analisar estes impactos precisam ser construídas de forma a minimizar o potencial de efeitos indesejáveis da estocagem geológica.

---

<sup>8</sup>Resíduo, poluente, subproduto industrial.

Apesar de o armazenamento químico ser promissor em termos de variedade de opções, a viabilidade econômica é prejudicada por serem comuns elevados custos de processamento ou baixos rendimentos da etapa de reação química (SRIDHAR & HILL, 2011).

Há dois desafios principais para a difusão do armazenamento químico do CO<sub>2</sub>, quais sejam:

- Esta é uma molécula termodinamicamente estável, que apresenta uma baixa energia livre de formação (TOMA, 2013; SRIDHAR & HILL, 2011), conforme apresentado na tabela 1.1. A energia livre de formação (ou energia de Gibbs) está relacionada à espontaneidade de uma reação, sendo que reações espontâneas apresentam uma variação da energia livre de formação negativa. A expressão utilizada para calcular a variação da energia livre de formação de uma reação é a seguinte, nas condições padrão:

$$\Delta G^\circ \text{ reação} = \Delta G^\circ \text{ prod} - \Delta G^\circ \text{ reag} \quad (\text{Eq. 1.1})$$

Considere a reação química genérica:



Então:

$$\Delta G^\circ \text{ prod} = c\Delta G_f^\circ \text{ (C)} + d\Delta G_f^\circ \text{ (D)} \quad (\text{Eq. 1.3})$$

$$\Delta G^\circ \text{ reag} = a\Delta G_f^\circ \text{ (A)} + b\Delta G_f^\circ \text{ (B)} \quad (\text{Eq. 1.4})$$

Como a energia livre de formação do CO<sub>2</sub> é muito baixa (tabela 1-1), nas reações onde ele é um reagente há elevada probabilidade de que o valor de  $\Delta G^\circ \text{ reação}$  seja positivo (Eq. 1.1), o que implica numa não espontaneidade da reação. Isto só ocorrerá quando o CO<sub>2</sub> reagir com substâncias que apresentam elevadas energias livres de formação, ou quando os produtos desejados apresentarem energias livres de formação muito baixas<sup>9</sup>. A tabela 1-1 apresenta as energias livres de formação, no estado padrão e à temperatura de 25°C, dos principais componentes tratados nesta tese.

---

<sup>9</sup>A energia de Gibbs de formação é determinada através da reação das substâncias simples que compõem a substância cuja energia de formação se deseja determinar. Esta energia costuma ser determinada no estado padrão, ou seja, a pressão de 1 atm, e sua definição depende da determinação da temperatura do sistema.

**Tabela 1-1: Energias livres padrão de formação, determinadas a 25°C**

Substância	$\Delta G_f^\circ$ (kJ/mol)
CO <sub>2</sub> (g)	-394,4
CH <sub>3</sub> OH(l)	-166,2
CaCO <sub>3</sub> (s)	-1128,8
CaO (s)	-604,1

Fonte: TOMA, 2013

Quando uma reação se mostra não espontânea, ela depende de aporte externo de energia para se processar. Neste caso, o balanço de emissões de CO<sub>2</sub> dependerá da quantidade e da qualidade de energia necessária e da origem desta energia.

- O CO<sub>2</sub> apresenta baixa cinética de formação. Este problema pode ser minimizado com a adição de catalisadores à reação de aproveitamento deste gás (MARKEWITZ et al., 2012).

Um tipo de armazenamento biológico é o uso do CO<sub>2</sub> para o fortalecimento da produção de algas. Há dois tipos de sistemas que utilizam luz natural<sup>10</sup>: os que cultivam as algas em lagoas abertas (*open ponds*) e os que realizam o cultivo em bioreatores (BURGESS et al., 2011).

No sistema de cultivo em lagoa aberta há possibilidade de contaminação, o controle das condições de cultivo (temperatura, por exemplo) é complicado, há perdas evaporativas e de CO<sub>2</sub>, a concentração de biomassa é pequena (1g/l) e há necessidade de uma grande quantidade de nutrientes (BURGESS et al., 2011). Os bioreatores eliminam boa parte destes problemas, mas produzem uma alga cujo custo de produção é o dobro do custo da alga produzida em lagoa aberta. Ou seja, a tecnologia de produção dos bioreatores apresenta viabilidade de mercado apenas para o mercado de produtos farmacêuticos (BURGESS et al., 2011).

Nos países que produzem algas para o processamento em biocombustíveis, as indústrias envolvidas recebem o apoio governamental, através subsídios (BURGESS et al., 2011; SRIDHAR & HILL, 2011).

<sup>10</sup> As estimativas relacionadas ao cultivo de algas com iluminação artificial não foram consideradas, pois há uma geração indireta de emissões associada a produção de energia elétrica usada para a iluminação.

AZEREDO (2012) realiza um estudo de viabilidade econômica da produção de biodiesel a partir de microalgas considerando o cultivo em lagoa aberta, uma taxa de desconto de 15% ao ano e uma vida útil dos equipamentos de 25 anos. O estudo indica um custo nivelado de R\$ 4,74/ litro de biodiesel, sem considerar a incidência dos impostos. Como este custo foi calculado para o ano de 2012, corrigindo-o com a aplicação da taxa de inflação (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b), estima-se um custo nivelado atual (exclusive os impostos) de R\$ 5,31/ litro de biodiesel.

Outro desafio para produzir bio-óleo a partir de algas está relacionado à área necessária para o cultivo das algas. A produção de 100 milhões de litros anuais de bio-óleo, com uma taxa de crescimento das algas em torno de 20g/m<sup>2</sup>/dia e 30% em massa de lipídios, requer uma área de 4000 ha<sup>11</sup> (BURGESS et al., 2011).

BURGESS et al. (2011) salientam o considerável consumo de energia associado à produção de biodiesel a partir de algas, que envolve desde o gasto de energia para a produção de nutrientes, quanto a energia consumida para separar as algas da água, para extrair o óleo das algas e para transesterificar tal óleo para biodiesel. Todo este gasto energético está associado a emissões de CO<sub>2</sub>, o que reduz a eficiência do sequestro realizado durante o crescimento das algas.

AZEREDO (2012) estima que num sistema de cultivo de microalgas em lagoa aberta para a produção de biodiesel, os processos de mistura, recuperação da biomassa, secagem, extração e transesterificação, abastecimento de água e distribuição de nutrientes e CO<sub>2</sub>, exclusive o processo de produção dos nutrientes, consumam 6,7 milhões de kWh para produzir 4,8 milhões de litros de biodiesel.

Segundo EDENHOFER et al. (2011), a produção de biocombustíveis a partir de algas encontra-se em estágio de Pesquisa e Desenvolvimento (P&D).

Uma limitação do CCIS (como um todo) está relacionada à escala, dado que o potencial global de sequestro químico representa um volume muito pequeno em relação ao volume de CO<sub>2</sub> emitido pelas grandes fontes estacionárias. De maneira agregada, a

---

<sup>11</sup>Para se ter uma ideia, esta área corresponde a 40 km<sup>2</sup>. Além disso, em 2013, o Brasil produziu quase 50 bilhões de litros de óleo diesel (ANP, 2014).

demanda atual de CO<sub>2</sub> no mercado mundial alcança 80Mt<sup>12</sup>/ano (sendo que 50Mt/ano são consumidos para EOR na América do Norte) com expectativa de atingir 140 Mt/ano em 2020 (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). Note que estes valores se referem apenas aos usos não cativos<sup>13</sup>. Enquanto isso, fontes que emitem CO<sub>2</sub> de forma concentrada somam 500Mt/ano de emissões deste gás, enquanto grandes fontes emissoras de CO<sub>2</sub> mais diluído, como cimenteiras, siderúrgicas e termoelétricas, respondem por cerca de 18.000 Mt de CO<sub>2</sub> emitidos por ano (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

A tabela 1-2 apresenta a relação entre a oferta (emissões) e a demanda industrial de CO<sub>2</sub> no mundo. Para os cálculos, considerou-se que até 2020 haverá crescimento apenas do consumo, mantendo-se constantes as emissões.

**Tabela 1-2: Relação entre a oferta (emissões) e a demanda industrial de CO<sub>2</sub> no mundo**

Participação do consumo nas emissões	Atuais	De 2020
Fontes que emitem CO <sub>2</sub> em elevada concentração	16,0%	28,0%
Todas as fontes	0,4%	0,8%

Fonte: PARSONS BRINCKERHOFF, 2011

### 1.3 Tecnologias de uso industrial de CO<sub>2</sub>

Os usos que compõem esta seção são os escolhidos para terem a viabilidade técnica analisada. A seleção destes usos baseia-se na metodologia descrita no capítulo 3.

---

<sup>12</sup>Mt é sigla para milhões de toneladas

<sup>13</sup>CO<sub>2</sub> oriundo de processos que não incluem aqueles que serão os próprios consumidores deste gás em etapas a jusante do processo produtivo.

### **1.3.1 Usos físicos**

#### **1.3.1.1 Carbonatação de bebidas**

DESCOINS et al. (2006) relatam que, através da combinação de diferentes pressões e temperaturas, é possível atingir diversos níveis de saturação de CO<sub>2</sub> nas bebidas, variando entre 2 e 15g de CO<sub>2</sub> por litro de bebida carbonatada. Os autores salientam que há um amplo conjunto de bebidas carbonatadas com níveis variáveis de conteúdo de CO<sub>2</sub>, sendo que vinhos espumantes, por exemplo, podem conter até 12g de CO<sub>2</sub> por litro de bebida. Os autores acrescentam que, nas bebidas carbonatadas não alcoólicas, a concentração de CO<sub>2</sub> pode chegar a 9g/l.

BARKER et al. (2002) avaliaram os parâmetros operacionais que otimizam a dissolução de CO<sub>2</sub> em bebidas carbonatadas não alcoólicas. Nos experimentos realizados, a injeção média de CO<sub>2</sub> foi de 15,8 gramas por litro de bebida, sendo que a dissolução se mostrou variável dependente do tempo e número de injeções de CO<sub>2</sub>, do desenho e da localização da válvula de injeção, e do tempo de alívio de pressão. Um dos resultados é a concentração de CO<sub>2</sub>, que representa a dissolução máxima de CO<sub>2</sub> em cada cenário<sup>14</sup>. Os valores de concentrações para cada cenário são: 5,1, 6,2, 7,0, 7,1, 7,3 e 8,9 gramas por litro de bebida.

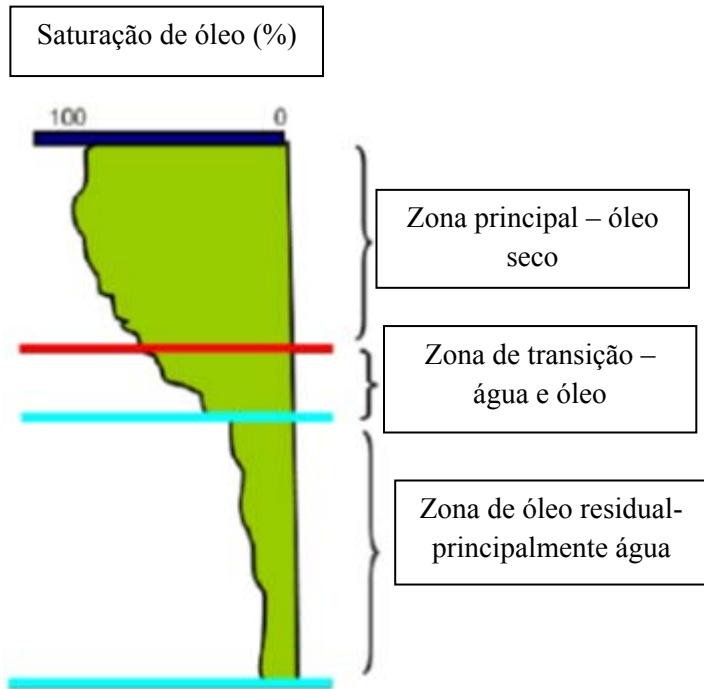
#### **1.3.1.2 EOR**

Um reservatório de petróleo pode ser formado por zonas com diferentes concentrações deste recurso. A figura 1-1 apresenta um diagrama das zonas que podem ser encontradas num poço de petróleo. A zona mais profunda é conhecida como zona de óleo residual (Residual Oil Zone- ROZ) e a maior parte do conteúdo desta zona é água, que pode ter migrado naturalmente ou ser resultado da injeção humana. Tal ROZ pode armazenar quantidades significativas de petróleo e a utilização dos métodos primário e secundário<sup>15</sup> de recuperação na zona de óleo residual produz apenas água (CSLF, 2013).

---

<sup>14</sup>São construídos cenários a partir de combinações de características derivadas de variações nos valores das variáveis independentes (tempo e número de injeções de CO<sub>2</sub>, desenho e localização da válvula de injeção, e tempo de alívio de pressão).

<sup>15</sup>Recuperação primária consiste no petróleo produzido através da energia natural do reservatório. Recuperação secundária consiste na injeção de água, manutenção da pressão e injeção de gás assim que a



**Figura 1-1: Zonas de um reservatório de petróleo**

Fonte: CSLF, 2013

A recuperação avançada de petróleo (EOR), também conhecida como recuperação terciária (GREEN & WILLHITE, 2003 apud CSLF, 2013), consiste em aquecer ou introduzir produtos químicos e/ou gases miscíveis para produzir petróleo não recuperado durante a produção primária e secundária. O petróleo não recuperado durante a produção primária e secundária é o que se encontra preso em pequenos poros da rocha reservatório devido às forças capilares, e/ou o que resistiu à injeção do fluido usado na recuperação secundária (CSLF, 2013).

O CO<sub>2</sub> é um gás que pode ser utilizado neste processo (EOR-CO<sub>2</sub>) (CSLF, 2013). EOR-CO<sub>2</sub> é considerada uma aplicação madura que vem sendo desenvolvida desde a década de 70 (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011; CSLF, 2013). Baseia-se na injeção de CO<sub>2</sub> a elevada pressão que, quando se dissolve no petróleo remanescente, forma uma fase petróleo/CO<sub>2</sub> com volume expandido (em comparação ao volume ocupado pelo petróleo) e viscosidade reduzida (em relação à viscosidade do petróleo) (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011; CSLF, 2013).

---

produção a partir da recuperação primária começa a declinar (GREEN & WILLHITE, 2003 apud CSLF, 2013).

A miscibilidade do CO<sub>2</sub> no petróleo ocorre através de um mecanismo de múltiplo contato, que inclui a vaporização ou condensação de componentes leves do petróleo, tornando a fase CO<sub>2</sub> rica destes componentes. Há também a dissolução de CO<sub>2</sub> na fase petróleo, tornando o petróleo rico em CO<sub>2</sub>. Isto ocorre até o ponto em que ambas as misturas formam uma única fase. Esta única fase formada apresenta características de baixa viscosidade, elevada mobilidade e baixa tensão interfacial (CSLF, 2013). A miscibilidade do CO<sub>2</sub> no petróleo aumenta com o aumento da pressão do reservatório, redução da temperatura do reservatório e aumento do grau API do petróleo (KUUSKRA & FERGUSON, 2008; KUUSKRA et al., 2009; SHEN, 2010; LU et al., 2012 apud CSLF, 2013). Quando há miscibilidade entre o CO<sub>2</sub> e o petróleo, o método de CO<sub>2</sub>-EOR permite recuperar entre 7 e 23% do petróleo do reservatório (Original Oil in Place-OOIP) (JARRELL et al., 2012; KUUSKRA & FERGUSON, 2008; KUUSKRA et al., 2009; SHEN, 2010; LU et al., 2012 apud CSLF, 2013).

Quando o petróleo é pesado, a pressão do reservatório é baixa e/ou a temperatura do reservatório é elevada, há dificuldade de o CO<sub>2</sub> se misturar com o petróleo. Os mecanismos envolvidos na EOR-CO<sub>2</sub> quando o CO<sub>2</sub> é imiscível no petróleo envolvem o aumento do volume da fase petróleo, com a consequente redução da viscosidade e da tensão interfacial da parte do petróleo que teve o volume aumentado. Além disso, pode ocorrer a extração de parte dos hidrocarbonetos mais leves (até C6) na fase CO<sub>2</sub> quando se aproxima da pressão de miscibilidade. Esta combinação de mecanismos permite que uma parte do petróleo seja mobilizada e produzida. Dados de campo apontam para recuperações inferiores a 5% do petróleo do reservatório (OOIP) quando se aplica EOR-CO<sub>2</sub> nas situações em que o CO<sub>2</sub> é imiscível no petróleo (MARTIN & TABER, 1992b; JARRELL et al., 2012; KUUSKRA & FERGUSON, 2008; KUUSKRA et al., 2009; SHEN, 2010; LU et al., 2012 apud CSLF, 2013) . Quando o CO<sub>2</sub> é imiscível e o petróleo é pesado, o CO<sub>2</sub> também pode ser usado para deslocá-lo por gravidade.

Na superfície, o CO<sub>2</sub> é separado do petróleo e reinjetado. Quando o EOR é completado, grande quantidade de CO<sub>2</sub> permanece estocada. O petróleo produzido com a injeção de CO<sub>2</sub> emite 70% menos CO<sub>2</sub> do que o petróleo de recuperação primária. Tal resultado deriva do cálculo da diferença entre o volume de emissões da queima do petróleo produzido via EOR e o volume de CO<sub>2</sub> que permanece estocado (CSLF, 2013).

RAVAGNANI (2007) simula o armazenamento de CO<sub>2</sub> para EOR nos campos onde a Petrobras já realiza esta operação no Recôncavo Baiano. Os resultados da simulação apontam para uma 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 retorna com o petróleo produzido. Ou seja, a cada tonelada de petróleo produzido ficam armazenadas 1,4 toneladas de CO<sub>2</sub>. Considerando um fator de emissão de 2,94 toneladas de CO<sub>2</sub> por tonelada de petróleo queimado (IPCC, 2006), conclui-se que a queima do petróleo produzido via EOR no Recôncavo Baiano reduz as emissões de CO<sub>2</sub> em 46% em comparação às emissões do petróleo de recuperação primária.

O EOR-CO<sub>2</sub> apresenta potencial de atração de receita proveniente do aumento da produção de petróleo ou da venda de créditos de carbono, mas nem todo poço deplecionado está apto a implementá-lo e os custos de capital associados podem torná-lo proibitivo (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

Na bacia Permiana, localizada no oeste do Texas, há doze campos comerciais e piloto produzindo petróleo da ROZ utilizando a recuperação avançada com o uso de CO<sub>2</sub> (EOR-CO<sub>2</sub> (CSLF, 2013). EOR-CO<sub>2</sub> é a tecnologia preferida para a produção de petróleo da ROZ dada sua elevada solubilidade no petróleo, aumentando seu volume, sua capacidade de reduzir a viscosidade do petróleo, sua pressão mínima de miscibilidade (MMP)<sup>16</sup> no petróleo menor do que a de outros gases, tornando o processo de produção viável em profundidades da ordem de 1000 m, sua insensibilidade às variações na salinidade da água do reservatório e elevada recuperação de petróleo, sem contar a vantagem adicional de estocagem de CO<sub>2</sub> (CSLF, 2013). Além disso, o CO<sub>2</sub> apresenta uma capacidade de vaporizar componentes do petróleo maior do que outros gases, o que contribui para a sua miscibilidade no petróleo.

Os projetos de recuperação de petróleo na ROZ contribuem para o entendimento e a consequente inclusão de volumes de petróleo não convencional nas reservas deste recurso. Além disso, o fato de esta ser uma zona rica em água permite a estocagem do CO<sub>2</sub>, já que este apresenta boa solubilidade em água. No entanto, a solubilidade do CO<sub>2</sub> no petróleo é maior do que na água, não havendo comprometimento da recuperação avançada de petróleo. Esta zona também costuma ser grande. Estes fatores fazem com

---

<sup>16</sup>MMP é a pressão mínima necessária para que a mistura gás e petróleo forme uma única fase, permitindo que um deles desloque completamente o outro (CSLF, 2013).

que a indústria considere a ROZ a mais apropriada parte de um reservatório para a estocagem de CO<sub>2</sub> (CSLF, 2013).

Contudo, a impossibilidade da coleta de amostras de petróleo através do uso de métodos primários e secundários de produção na ROZ, o fato de a presença de água poder impedir o contato do CO<sub>2</sub> com o petróleo, a presença desta ROZ em poucos reservatórios, fazendo com que haja poucas informações e experiência a respeito deste tipo de zona, podem constituir desafios à exploração de petróleo com o uso de EOR-CO<sub>2</sub> nesta área (CSLF, 2013).

Em resumo, os objetivos da EOR-CO<sub>2</sub> são: produzir petróleo não recuperado através de recuperação primária em reservatórios com baixa permeabilidade e não adequados à injeção de água; produzir petróleo não recuperado através das recuperações primária e secundária em reservatórios aptos à injeção de água; estocar CO<sub>2</sub> para reduzir a concentração deste gás na atmosfera. Este último objetivo pode ser considerado um objetivo futuro (CSLF, 2013).

CSLF (2013) define os critérios de seleção dos reservatórios mais apropriados à aplicação de EOR-CO<sub>2</sub> separando-os em critérios eliminatórios e classificatórios. Os eliminatórios visam eliminar os reservatórios que não apresentarem determinadas características, enquanto os classificatórios permitem classificar os reservatórios em termos de adequabilidade para a aplicação de EOR-CO<sub>2</sub>. Entre os critérios eliminatórios, destacam-se:

- Em geral, indica-se que a profundidade do reservatório seja de pelo menos 800m, o que garante uma quantidade satisfatória de CO<sub>2</sub> estocada por unidade de volume dos poros da rocha. Associado a este critério também está a necessidade de proteger reservatórios subterrâneos de água potável. Pode haver exceções, selecionando-se reservatórios mais rasos, contanto que o reservatório apresente confinamento e não haja água subterrânea presente;
- Presença de barreira para a migração do CO<sub>2</sub>: Reservatórios fraturados até a superfície não devem ser usados para aplicação de EOR-CO<sub>2</sub>. Tais reservatórios normalmente não contêm hidrocarbonetos, já que a ausência de qualquer barreira teria permitido o vazamento dos hidrocarbonetos e o esvaziamento do reservatório;

- Localizado fora de área de intensa atividade sísmica natural ou induzida: Relacionado à segurança da estocagem;
- Localizado fora de estratos com elevado gradiente de pressão em relação à profundidade: Estratos cuja variação de pressão é maior do que 21 a 23 kPa/m têm maior risco de vazamento ou de perda de controle do poço;
- Possibilidade de monitoramento: Reservatórios impossibilitados de aplicar qualquer sistema de monitoramento do fluxo do CO<sub>2</sub> estocado não devem aplicar EOR-CO<sub>2</sub>. Espessas camadas de sal, reservatórios com baixa porosidade ou muito pouco espessos, por exemplo, apresentam dificuldade de serem monitorados via sinais sísmicos. Sendo possível aplicar outro sistema de monitoramento, o reservatório deixa de ser excluído por este critério.

Entre os critérios classificatórios podem-se enumerar:

- Suficiente capacidade e injetividade: Há dois tipos de capacidade de estocagem, a estática, definida como o volume dos poros, e a dinâmica, relacionada à capacidade que pode ser alcançada durante o período de estocagem, injetando CO<sub>2</sub> à taxa e pressão adequadas aos requisitos de segurança e regulatórios. A pressão do reservatório deve permanecer inferior à sua pressão inicial ou inferior à pressão capaz de abrir falhas ou fraturas pré-existentes. Além disso, a pressão do reservatório deve permanecer inferior a uma fração da pressão limite de fraturamento da rocha selante e a uma pressão inferior à que permite a intrusão do CO<sub>2</sub> na rocha selante;
- Espessura adequada: Reservatórios mais espessos são preferíveis não apenas pela maior capacidade de estocagem, mas porque também permitem a aplicação de uma maior variedade de métodos de injeção. Por outro lado, reservatórios finos apresentam uma eficiência de sweep<sup>17</sup> mais elevada;
- Porosidade suficiente: No mínimo 3% de porosidade é o recomendável;
- Permeabilidade adequada: Quanto menor a permeabilidade mais poços de injeção são necessários;
- Baixa temperatura: Mantendo-se a pressão constante, quanto menor a temperatura do reservatório, maior a capacidade de estocagem;
- Regime hidrodinâmico: A invasão do reservatório por água pode aumentar sua pressão, impedindo a injeção adicional de CO<sub>2</sub>, já que é desejável que a pressão do

---

<sup>17</sup> Corresponde à eficiência para mobilizar o petróleo no reservatório.

reservatório não ultrapasse sua pressão inicial. Uma solução pode ser a produção de parte desta água;

- Baixo número de poços penetrando a região de influência: Se, por um lado, um grande número de poços facilita o conhecimento e o monitoramento do reservatório, por outro, aumenta a probabilidade de vazamento de CO<sub>2</sub>;
- Presença de múltiplas camadas de aquíferos, reservatórios e rochas selantes: Isto aumenta a segurança de não vazamento do CO<sub>2</sub>;
- Potencial de atenuação do CO<sub>2</sub> vazado: Áreas com características mais favoráveis à atenuação ou dispersão do CO<sub>2</sub> são mais favoráveis do que aquelas que tendem a concentrá-lo.

A tabela 1-3 apresenta algumas características que tornam os reservatórios de petróleo adequados à aplicação de EOR-CO<sub>2</sub>. Convém salientar que o valor do parâmetro profundidade nesta tabela difere do apresentado anteriormente nesta seção (800 m). Isto ocorre pois os valores apresentados na tabela 1-3 derivam do estudo de SHAW & BACHU (2002) apud CSLF (2013), enquanto os critérios eliminatórios e classificatórios descritos anteriormente vêm sendo desenvolvidos ao longo da última década (CSLF, 2013).

**Tabela 1-3: Características dos reservatórios de petróleo adequados à aplicação de EOR-CO<sub>2</sub>**

Parâmetro do reservatório	Valores
Profundidade	> 350 m
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:** <sup>1</sup>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: CSLF, 2013

CSLF (2013) aponta que, apesar de as operações EOR-CO<sub>2</sub> em áreas offshore apresentarem maiores desafios técnicos do que tais operações em áreas onshore, áreas offshore no mar do Norte, México e Brasil são promissoras para a aplicação de EOR-CO<sub>2</sub>. Os principais desafios estão relacionados ao espaço limitado nas plataformas, ao acréscimo limitado de peso que podem suportar as plataformas e ao transporte por

distâncias muito longas de CO<sub>2</sub> externo à plataforma devido à oferta insuficiente de CO<sub>2</sub> da exploração de petróleo e gás.

### **1.3.1.3 Processamento de alimentos**

O resfriamento responde por cerca de 15% da demanda mundial de eletricidade sendo, portanto, um setor chave para a aplicação de medidas de redução dos custos e impactos ambientais. Neste sentido, o uso do CO<sub>2</sub> como agente refrigerante tem se mostrado ambientalmente amigável, dadas suas propriedades termodinâmicas e de transporte favoráveis (BANSAL, 2012).

Segundo SOUZA & FILHO (2011), dentre os fluidos refrigerantes, a amônia possui melhor efeito de refrigeração, porém é tóxica. Os hidrocarbonetos são inflamáveis, e a água tem aplicações limitadas. Já o CO<sub>2</sub> não é tóxico e nem inflamável. Visando contornar a limitação do CO<sub>2</sub>, referente ao baixo coeficiente de eficácia (COP)<sup>18</sup> quando operado com altas temperaturas ambientes, o CO<sub>2</sub> é utilizado no ciclo subcrítico em cascata. No ciclo subcrítico em cascata o CO<sub>2</sub> é utilizado no circuito de baixa temperatura e outro fluido refrigerante como a amônia, por exemplo, é usado no circuito de alta temperatura. Assim, a condensação do CO<sub>2</sub> se dá com a evaporação do outro fluido, elevando o COP do ciclo.

O CO<sub>2</sub> tem sido usado em sistemas de refrigeração que atingem temperaturas entre -25 e -50°C. Estes sistemas são aplicados nas indústrias de alimentos, química, entre outras, com usos incluindo, por exemplo, a estocagem refrigerada em supermercados e a liquefação de gás natural (BANSAL, 2012).

Segundo BANSAL (2012), o CO<sub>2</sub> apresenta excelentes propriedades termofísicas quando comparado a outros gases refrigerantes, tais como menor tensão superficial, menor razão entre a densidade do líquido e a do vapor, o que melhora a distribuição em duas fases do gás nos evaporadores, e menor viscosidade na fase líquida, o que reduz as perdas de pressão.

---

<sup>18</sup> O COP é dado pela razão entre a quantidade de calor retirada e o trabalho realizado pelo compressor. É a razão entre a diferença de entalpia da etapa de refrigeração e a diferença de entalpia da etapa de realização de trabalho pelo compressor.

A figura 1-2 compara a diferença de densidade entre as fases líquida e vapor de vários fluidos refrigerantes: R134a<sup>19</sup> ou amônia (R717), fluidos normalmente empregados na fase de alta temperatura do ciclo subcrítico em cascata, e o CO<sub>2</sub>, que costuma ser usado na fase de baixa temperatura do ciclo subcrítico. A pequena diferença entre as densidades das fases líquida e vapor de um fluido, como é o caso do CO<sub>2</sub>, reduz sua quantidade necessária no sistema em comparação a outro fluido que apresente uma razão maior entre estas densidades. Além disso, o CO<sub>2</sub> possui uma elevada capacidade de refrigeração, 22545 kJ/m<sup>3</sup>, o que gera menores custos de carga e reposição de fluido (SOUZA & FILHO, 2011).

---

<sup>19</sup> SOUZA & FILHO (2011) não especificam qual fluido refrigerante é este, referindo-se a ele ao longo de todo o artigo por meio deste código.

**Tabela 1-4: Pressão e temperatura do CO<sub>2</sub>, da amônia e do R134a no ponto crítico**

Refrigerante	CO <sub>2</sub>	Amônia	R134a
Ponto Crítico	31,1°C/73,6 bar	132,4°C/113,0 bar	101,2°C/40,7bar

Fonte: SOUZA & FILHO, 2011

HAFNER et al. (2011) analisam o desempenho de um sistema conhecido como *Cold-Thermal Energy Storage*, baseado no uso combinado (em cascata) de amônia e CO<sub>2</sub>. Os resultados apontam para um potencial de até 30% de redução no consumo de energia elétrica em comparação a um sistema de resfriamento à base de amônia, dado que a estocagem de frio elimina a necessidade de operar o compressor em carga parcial. Esta tecnologia permite o resfriamento a temperaturas muito baixas (até -50°C), mas pesquisas adicionais referentes ao comportamento do CO<sub>2</sub> no ponto triplo<sup>20</sup>, e aos custos de investimento deste sistema são necessárias antes da sua aplicação.

Além do uso em sistemas de refrigeração, há outra aplicação para o CO<sub>2</sub> na indústria de alimentos, que se refere ao preenchimento das embalagens com gases que permitem a criação de uma atmosfera modificada (MAP<sup>21</sup>). Na realidade, pode-se dizer que o uso que possui aplicação exclusiva na indústria de alimentos é o de preenchimento de embalagens, já que a refrigeração não tem aplicação limitada ao setor alimentício.

FLOROS & MATSOS (2005) descrevem as vantagens, desvantagens e aplicações das técnicas conhecidas como embalagem em atmosfera modificada (MAP) para a conservação de alimentos. Tal atmosfera consiste em misturas de CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>.

O CO<sub>2</sub> apresenta propriedades antimicrobianas e antifúngicas, de maneira que a composição de cada um dos gases na atmosfera modificada depende dos processos bioquímicos e fisiológicos que devem ser inibidos ou retardados. Tais processos

---

<sup>20</sup>Ponto na fronteira das três fases. Dependendo da direção da mudança de fase, a fase que resulta desta mudança pode se diferenciar.

<sup>21</sup>Modified Atmosphere Packaging

dependem, por sua vez, do tipo de alimento que se deseja conservar. Carnes vermelhas, por exemplo, têm recomendação para serem conservadas em atmosfera modificada composta por 60 a 80% v/v de O<sub>2</sub> e entre 20 e 40% v/v de CO<sub>2</sub>. O O<sub>2</sub> inibe a transformação de oximiglobina, que confere coloração avermelhada à carne, em metmiglobina. Já o CO<sub>2</sub> reduz a taxa de crescimento de microorganismos. Peixes com pouca gordura têm a qualidade preservada em atmosferas compostas de 30% v/v de O<sub>2</sub>, 40% v/v de CO<sub>2</sub> e 30% v/v de N<sub>2</sub>. Atmosfera rica em CO<sub>2</sub> é adequada para a conservação de pães e bolos, evitando a proliferação de mofos. Queijos duros devem ser acondicionados em atmosferas de 100% v/v CO<sub>2</sub>. Já frutas e vegetais aceitam uma concentração menor de CO<sub>2</sub>, já que a eliminação de O<sub>2</sub> estimula a respiração anaeróbia e a consequente produção de etileno, o que acaba resultando num acelerado apodrecimento (FLOROS & MATSOS, 2005). A tabela 1-5 apresenta a concentração de CO<sub>2</sub> recomendada para diversos tipos de alimentos.

**Tabela 1-5: Concentração de gases para o empacotamento de diversos produtos**

Produto	Faixa de temperatura (°C)	O <sub>2</sub> (%v/v)	CO <sub>2</sub> (%v/v)
Pães	0	0	60 a 100
Queijos	1 a 4	0	20 a 40 (macios); 100 (duros)
Frutas	0 a 15	2 a 12	1 a 20
Vegetais	0 a 20	1 a 21	0 a 20
Carnes	-1 a 2	0 a 80	20 a 40
mentos processados	ambiente	0	0 a 100

Fonte: FLOROS & MATSOS, 2005

AL-NEHLAWI et al. (2013) estudam o empacotamento de carne de frango. Os autores pesquisam os efeitos do pré-tratamento da carne em atmosferas saturadas em CO<sub>2</sub> (100% v/v) durante 3 horas. Para a realização desta pesquisa duas amostras de carne são testadas. Uma delas é empacotada diretamente (sem passar pelo pré-tratamento) numa embalagem com atmosfera modificada (MAP). E a segunda amostra é

pré-tratada através da permanência durante 3 horas num ambiente de atmosfera saturada em CO<sub>2</sub> (100% v/v). Para cada amostra, observam-se a quantidade de CO<sub>2</sub> dissolvida na carne e o colapso ou não da embalagem<sup>22</sup>.

A razão entre o volume de gás e de carne em cada fase do empacotamento (pré-tratamento ou MAP) é de 1,5, ou seja, considerando a temperatura média de armazenamento (3°C), a divisão entre o volume de gás e o de carne é de 1,5 nas duas fases. AL-NEHLAWI et al. (2013) divulgam que as amostras que não passaram pelo pré-tratamento absorveram em média 567 mg de CO<sub>2</sub> /kg de carne. Já para as amostras que sofreram pré-tratamento este valor foi de 361 mg de CO<sub>2</sub> absorvido/ kg de carne. Os autores supõe que a diferença seja causada pela absorção de CO<sub>2</sub> proporcionada pela fase de pré-tratamento.

Além da razão entre o volume ocupado pela carne e o ocupado pela atmosfera modificada, as seguintes características também são levadas em conta para o cálculo da quantidade de CO<sub>2</sub> utilizada por unidade mássica de carne embalada.

- A atmosfera modificada é composta de 70% M de CO<sub>2</sub>, 13% M de O<sub>2</sub> e 17% M de N<sub>2</sub> (AL-NEHLAWI et al., 2013).
- A densidade da carne é de 1,04 g/ml (AL-NEHLAWI et al., 2013).

Considerando-se que a embalagem de 1 kg de frango, estima-se que tal quantidade de carne ocupe um volume de 962 ml. Isto significa que à embalagem seriam adicionados 1442 ml da mistura de gases que compõem a atmosfera modificada, ou seja, seriam adicionados 1009 ml de CO<sub>2</sub>. Considerando a densidade do CO<sub>2</sub> de 1,98 kg/m<sup>3</sup> (a temperatura de 3°C), estima-se uma injeção de 0,002 kg de CO<sub>2</sub>, ou seja, 2 g deste gás. Ou seja, a cada quilograma de carne embalada são adicionados 2 gramas de CO<sub>2</sub>.

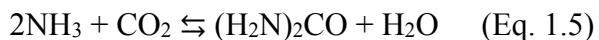
### **1.3.2 Usos químicos**

#### **1.3.2.1 Produção de ureia**

A ureia é produzida através da reação da amônia com o CO<sub>2</sub>, de acordo com a equação 1.5 (MEERMAN et al., 2011).

---

<sup>22</sup> Gorduras e água presentes na carne dissolvem o CO<sub>2</sub>, levando ao colapso da embalagem.

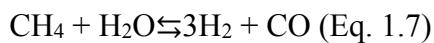


Um dos processos utilizados na sua produção é conhecido como Stamicarbon. Nele as condições de operação da reação são 140 bar de pressão e 185°C, com uma razão NH<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub> de 2,95, resultando numa conversão de 60% de CO<sub>2</sub> (MEERMAN et al., 2011).

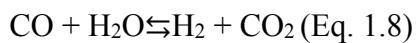
A amônia utilizada como reagente na síntese de ureia é produzida reagindo H<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> à pressão entre 100 e 250 bar e temperatura entre 350 e 550°C, usando catalisadores a base de óxido de ferro, conforme apresentado na equação 1.6 (MEERMAN et al., 2011).



Considerando que a produção de H<sub>2</sub> provenha da reforma a vapor do gás natural, tem-se:



A equação 1.8 representa a reação de *water gas shift*, responsável por aumentar a quantidade de H<sub>2</sub> produzido.



Somando as equações 1.7 e 1.8, temos a reação global, representada pela equação 1.9.



Pelas equações 1.5 e 1.6 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> da reforma a vapor do gás natural seja utilizado na produção de ureia ( Eq. 1.5- CO<sub>2</sub> cativo), sobra uma molécula de H<sub>2</sub> sem oportunidade de reagir com CO<sub>2</sub> cativo. Através desta rota, a cada três moléculas de ureia produzidas sobram 3 moléculas de H<sub>2</sub> que não têm oportunidade de reagir com CO<sub>2</sub> cativo. Isto significa que, de cada 4 moléculas de ureia produzidas, uma poderia ser produzida a partir de CO<sub>2</sub> não cativo que, no caso desta tese, seria capturado da fermentação do açúcar.

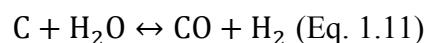
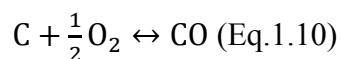
Uma alternativa para produzir H<sub>2</sub> sem gerar CO<sub>2</sub> seria por meio da eletrólise da água, e o uso de eletricidade de fonte renovável, como a proveniente da queima do bagaço de cana.

### 1.3.2.2 Produção de metanol

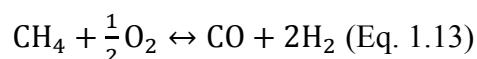
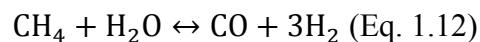
Há um conjunto de tecnologias sendo discutidas para a produção de combustíveis líquidos a partir do CO<sub>2</sub>, que incluem a produção de metanol, ácido fórmico, etanol, DME, entre outros. Entretanto, apenas os dois primeiros estão em estágio mais avançado, apesar de também estarem em estágio de demonstração (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

Atualmente, metanol é produzido a partir do gás de síntese gerado a partir da oxidação parcial ou reforma a vapor de combustíveis fósseis, em especial o carvão ou o gás natural, na presença de catalisadores heterogêneos (OLAH et al., 2009).

As equações 1.10 e 1.11 apresentam os processos de oxidação parcial e reforma a vapor do carvão.



A equação 1.12 apresenta a produção de gás de síntese a partir da reforma a vapor do gás natural, que desde a Segunda Guerra Mundial é a principal matéria-prima para a produção de gás de síntese (OLAH et al., 2009). A equação 1.13 apresenta a oxidação parcial do gás natural, que quando combinada com a reforma a vapor é denominada reforma autotérmica (OLAH et al., 2009). Já a equação 1.14 apresenta a reforma seca do gás natural. Em termos de aplicação, a reforma a vapor é o processo mais aplicado, seguido pela reforma autotérmica e pela reforma seca (OLAH et al., 2009).

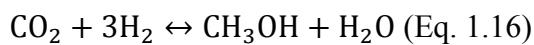


Visando a obtenção de mais H<sub>2</sub>, pode-se realizar a reação de *water-gas shift* do CO, que é gerado como produto nas equações 1.10 à 1.14, conforme a equação 1.8.

A produção de metanol a partir do gás de síntese necessita de uma razão 2/1 entre o número de mols de H<sub>2</sub> e CO, e da presença de catalisadores a base de óxido de cobre ou zinco, conforme equação 1.15.



A produção de metanol também pode ser realizada através da hidrogenação do CO<sub>2</sub>, conforme equação 1.16.



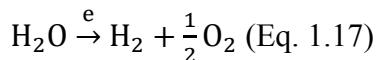
Apesar de a equação 1.15 apresentar a produção de metanol a partir da reação do CO com o H<sub>2</sub>, quando apenas estes gases estão presentes no reator, praticamente na ausência de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O, nenhum ou muito pouco metanol é produzido. Desta forma, é usualmente aceito que o metanol é formado quase exclusivamente pela hidrogenação do CO<sub>2</sub>, ou seja, no método convencional de produção, a reação de *water-gas-shift* é essencial não apenas para aumentar a quantidade de H<sub>2</sub> disponível, mas também para gerar o CO<sub>2</sub> necessário à formação do metanol (OLAH et al., 2009).

A reação representada pela equação 1.16 ocorre à temperatura de 260°C, levemente superior à da produção convencional, sob a ação de misturas de catalisadores a base de óxidos de cobre e zinco, com elevada seletividade (OLAH et al., 2009). A desativação dos catalisadores acontece em ritmo parecido ao da síntese convencional. Ademais, o custo de capital do processo de hidrogenação do CO<sub>2</sub> é similar ao do processo convencional (OLAH et al., 2009).

O hidrogênio necessário à conversão do CO<sub>2</sub> em metanol (Eq. 1.16) pode ser gerado através da reforma à vapor ou da oxidação parcial do gás natural, ou a partir da eletrólise da H<sub>2</sub>O com o uso de eletricidade de origem renovável. A desvantagem das rotas com gás natural é a geração de CO<sub>2</sub>, o que reduz a possibilidade do uso do CO<sub>2</sub> não cativo no processo de produção de metanol.

A energia necessária à produção de H<sub>2</sub> através da quebra da molécula da H<sub>2</sub>O pode ser eletroquímica, térmica ou fotolítica, podendo ser oriunda de fontes renováveis,

nuclear ou de processos biológicos enzimáticos (OLAH et al., 2009). A eletrólise da água é apresentada na equação 1.17.



Barreiras ao desenvolvimento das rotas de produção de combustíveis líquidos a partir do CO<sub>2</sub> incluem a competição com outros combustíveis alternativos, como o bioetanol (em especial o de cana), a possibilidade da difusão do veículo elétrico, o alto custo de capital associado e baixa eficiência térmica de conversão (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

### 1.3.2.3 Produção de Carbonato de Cálcio

O calcário (CaCO<sub>3</sub>) e/ou a dolomita (CaCO<sub>3</sub>.MgCO<sub>3</sub>) podem ser usados como aditivos na produção de concreto (já que os carbonatos têm características presentes no cimento), asfalto ou como matéria-prima para a produção de combustíveis provenientes de bioalgas (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). Outros usos destes minerais incluem a produção de cal; a produção de cimento e a construção civil, visando a melhoria das características do solo para a construção de estradas. Eles também podem ser usados na agricultura, para corrigir a acidez do solo; na indústria do açúcar e álcool, para aumentar o pH do caldo e reagir com impurezas, precipitando-as na forma de compostos de cálcio; no tratamento de águas residuais e potáveis, neutralizando ácidos, ajustando o pH; como agente dessulfurizante de gases de combustão; na siderurgia, como elemento removedor da sílica e outras impurezas; na indústria de papel e celulose, sendo fundamental na recuperação da soda cáustica e branqueamento da polpa; e na indústria química, onde é usado na produção de soda cáustica, ácido cítrico, hipoclorito de cálcio, carbonato de cálcio precipitado (PCC), carbureto de cálcio, cloreto de cálcio, óxido de propeno e vários outros elementos (MCT, 2010).

O processo de mineralização do CO<sub>2</sub> consiste em reagi-lo com minerais ricos em Ca e/ou Mg, normalmente silicatos de cálcio e/ou magnésio, produzindo os respectivos carbonatos (BURGESS et al., 2011).

Os grupos minerais serpentina e olivina contêm silicatos de magnésio, e a wollastonita contém silicato de cálcio, sendo que estes minerais estão amplamente disponíveis em diversas regiões do mundo. Estas reações ocorrem naturalmente, são

conhecidas como *weathering* e levam um tempo geológico para ocorrer. Um dos objetivos da mineralização é reduzir o tempo de processamento destas reações (BURGESS et al., 2011).

Outras fontes de cálcio e magnésio são os resíduos de processos industriais. Os resíduos mais reativos ao CO<sub>2</sub> são oriundos de processos térmicos, como as cinzas da produção de cimento, a lama do processo siderúrgico e as cinzas de materiais incinerados em geral. GUNNING et al. (2010) analisam as mudanças nas características físicas, mineralógicas e químicas de 17 resíduos tratados por carbonatação<sup>23</sup>. Várias conclusões foram tiradas pelos autores. Uma delas indica que, antes do tratamento por carbonatação, a maior parte destes resíduos era classificada como perigosa, seja em decorrência do elevado pH ou da lixiviação<sup>24</sup> de certos metais. Em geral, o tratamento reduziu a lixiviação de chumbo e bário, mas aumentou a de antimônio e cromo. A lixiviação de arsênio, cobre, molibdênio, níquel e da maior parte dos ânions não sofreu alteração. Outra conclusão é a de que a carbonatação reduz o pH dos resíduos, diminuindo a sua corrosividade, o que contribui para reclassificá-los de resíduos perigosos para não perigosos. Em resumo, a carbonatação contribuiu para reduzir a periculosidade de vários resíduos, apesar de a mobilidade<sup>25</sup> de certos metais ter se mantido problemática.

GUNNING et al. (2010) revelam que, no Reino Unido, há um imposto de 40 libras por tonelada de resíduo perigoso disposto em aterros apropriados que, somado à taxa cobrada para a disposição nos aterros, pode gerar um custo de 100 libras por tonelada de resíduo perigoso disposto. Neste sentido, o tratamento por carbonatação pode contribuir para reclassificar o resíduo de perigoso para inerte ou não perigoso, reduzindo os custos de disposição.

---

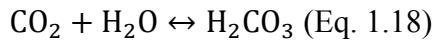
<sup>23</sup>Cinzas de biomassa (BA), cinzas de madeira (WA), cinzas do forno de produção de cimento, cinzas do sistema de *bypass* da produção de cimento, cinzas da incineração de lixo municipal (MSWI-1), cinzas volantes da incineração de lixo municipal (MSWI-2), seis tipos de cinzas do processo de incineração da lama da indústria de papel (PSWI 1-6), cinzas do processo de incineração de resíduo hospitalar, lama do tratamento de água da indústria siderúrgica, cinzas da queima de carvão pulverizado, cinzas da incineração da lama gerada no tratamento de esgoto e resíduos da indústria de alumínio.

<sup>24</sup>A “lixiviação” é a extração ou solubilização dos constituintes químicos de uma rocha ou minerais pela ação de um fluido percolante.

<sup>25</sup>Refere-se à lixiviação de antimônio e cromo, por exemplo, que aumenta em resíduos que sofrem carbonatação. Refere-se também à lixiviação de certos elementos, que não se altera com a carbonatação. Quanto maior a solubilidade do elemento, maior a capacidade deste se deslocar (ou ser deslocado), ou seja, maior sua mobilidade.

TIAN & JIANG (2012) salientam a vantagem de utilizar resíduos de sistemas de controle de poluição para sequestrar o CO<sub>2</sub>, tendo em vista que, de qualquer forma, estes resíduos precisam ser neutralizados antes da disposição. Ao analisarem a viabilidade da utilização dos resíduos do sistema de controle de poluentes atmosféricos como matéria-prima do processo de carbonatação, os autores salientam que este tipo de sequestro é beneficiado pela proximidade de coleta dos reagentes dado que, em geral, grandes fontes emissoras de CO<sub>2</sub> também geram grandes quantidades de poluentes atmosféricos como, por exemplo, as siderúrgicas e as incineradoras de resíduos sólidos. Quando os resíduos a serem carbonatados são as cinzas dos processos térmicos industriais, também é possível desfrutar da vantagem da proximidade entre as matérias-primas (GUNNING et al., 2009).

Há dois processos principais para a mineralização do CO<sub>2</sub>: a mineralização em solução aquosa e a mineralização direta gás-sólido. GUNNING et al. (2010) apresentam as equações 1.18 a 1.20 para representar de forma simplificada o processo de carbonatação em solução aquosa:



As condições de temperatura e pressão na qual ocorrem as reações de carbonatação, os aditivos usados nas reações e a eficiência das reações após uma hora são apresentados na tabela 1-6.

**Tabela 1-6: Condições de temperatura e pressão na qual ocorrem as reações de carbonatação**

Mineral	Temperatura (°C)	Pressão de CO <sub>2</sub> (bar)	Solução adicionada	Carbonatação após 1 h (%)
Olivina <sup>1</sup>	185	50	0,64M NaHCO <sub>3</sub> 1M NaCl	49,5
Wollastonita <sup>2</sup>	100	0	água	81,8
Serpentina	155	15	0,64M NaOH <sub>3</sub> 1M NaCl	73,5

**Nota:**<sup>1</sup>Grupo de minerais que inclui CaMgSiO<sub>4</sub>, <sup>2</sup>Mineral composto majoritariamente por CaSiO<sub>3</sub>, Rocha composta de minerais como (Mg,Fe)<sub>3</sub>Si<sub>2</sub>O<sub>5</sub>(OH)<sub>4</sub>

Fonte: BURGESS et al., 2011

TIAN & JIANG (2012) argumentam que a mineralização em solução aquosa é mais complexa, já que a solução pode limitar o aumento da temperatura de reação. TIAN & JIANG (2012) divulgam resultados de experimentos com carbonatação direta gás-sólido a partir dos resíduos coletados em sistemas de controle de poluição de uma termelétrica, cujo combustível são resíduos sólidos urbanos. A análise dos resíduos do sistema de controle de poluição apontou um elevado conteúdo de Ca (cerca de 33%), devido à adição de Ca(OH)<sub>2</sub> no sistema de dessulfurização meio seco. A decomposição de CaCO<sub>3</sub> presente em cascas de ovos, pedras e alguns resíduos de construção civil também contribui para o alto teor de Ca destes resíduos.

A faixa de temperatura em que a reação se manteve à taxa mais elevada variou entre 380 e 405°C. A conversão ótima do cálcio alcançou 65,7%, quando os resíduos reagiram com um gás contendo 100% de CO<sub>2</sub>. Apesar de a conversão do cálcio não ser consideravelmente influenciada pela concentração de CO<sub>2</sub>, quando se passa de um gás de exaustão com 5% de CO<sub>2</sub> para um com 100% de CO<sub>2</sub> a taxa da reação de carbonatação é multiplicada por mais de 3. O sequestro máximo de CO<sub>2</sub> para o experimento realizado com o gás de exaustão típico de uma termelétrica foi de 44,8 g CO<sub>2</sub>/kg de resíduo (TIAN & JIANG, 2012).

JO et al. (2012) estudam os fatores que influenciam a mineralização do CO<sub>2</sub> a partir da reação deste gás com uma solução de cinzas volantes de termelétricas. Nos experimentos realizados, os autores variam diversos parâmetros como: dosagem de cinzas volantes na solução, concentração de CaO nas cinzas, vazão de CO<sub>2</sub> e tipo de solvente (água deionizada ou natural). Resultados dos testes mostraram que as cinzas volantes que resultam da queima do carvão apresentam capacidade ótima de sequestro de CO<sub>2</sub> em torno de 0,008 kg de CO<sub>2</sub> por kg de cinzas volantes, tendo como condições de teste 7% em massa de CaO nestas cinzas, 100g de cinzas/l de solução, vazão de CO<sub>2</sub> de 2ml/min e água deionizada como solvente. Além disso, tais testes ocorreram à temperatura e pressão ambiente.

A tabela 1-7 compara as composições, em base mássica, das cinzas de diversos tipos de biomassa. A composição das cinzas do bagaço da cana de açúcar provem de duas fontes: MASSAZA (1998) apud POGGIALI (2010)<sup>26</sup> e BRAGATO et al. (2012). Também é apresentada a composição das cinzas da biomassa analisada por GUNNING et al. (2009). Tal biomassa é formada por restos de plantas que derivam das atividades agrícolas HOFFMANN et al. (2012) apresentam a composição das cinzas do eucalipto.

---

<sup>26</sup>Segundo o autor, a análise da perda ao fogo permite concluir que estas cinzas provêm de processos de combustão praticamente completos.

**Tabela 1-7: Composição das cinzas do bagaço e de outros tipos de biomassa**

Composição das cinzas (% em massa)	Tipo de biomassa			
	Bagaço <sup>1</sup>	Bagaço <sup>2</sup>	Biomassa <sup>3</sup>	Eucalipto <sup>4</sup>
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	4,0	2,7	36,0	3,5
K <sub>2</sub> O	2,4	4,2	21,2	10,7
CaO	2,8	4,5	24,2	59,5
MgO	1,1	3,3	8,8	5,8
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,3	14,1	0,7	0,9
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,7	17,7	0,3	0,3
CuO	0,0	n.d.	0,0	n.d.
ZnO	0,0	n.d.	0,0	n.d.
MnO <sub>2</sub>	0,0	n.d.	0,0	n.d.
Na <sub>2</sub> O	1,1	0,8	0,3	3,4
SiO <sub>2</sub>	75,0	46,6	0,5	2,8
SO <sub>3</sub>	0,0	2,1	0,3	n.d.
TiO <sub>2</sub>	n.d.	2,6	n.d.	n.d.

**Nota:** n.d. – não disponível

Fontes: Elaborado a partir de <sup>1</sup>MASSAZA, 1998 apud POGGIALI, 2010; <sup>2</sup>BRAGATO et al., 2012; <sup>3</sup>GUNNING et al., 2009; <sup>4</sup>HOFFMANN et al., 2012

HASSUANI et al. (2005) apresentam resultados de testes de composição das cinzas dos resíduos da cana no Centro-Sul (folhas secas, pontas, folhas verdes e bagaço), a partir de medições em 59 amostras<sup>27</sup>. Tais resultados apontam valores como

<sup>27</sup> HASSUANI et al. (2005) utilizaram em seus experimentos a norma ASTM 3682.

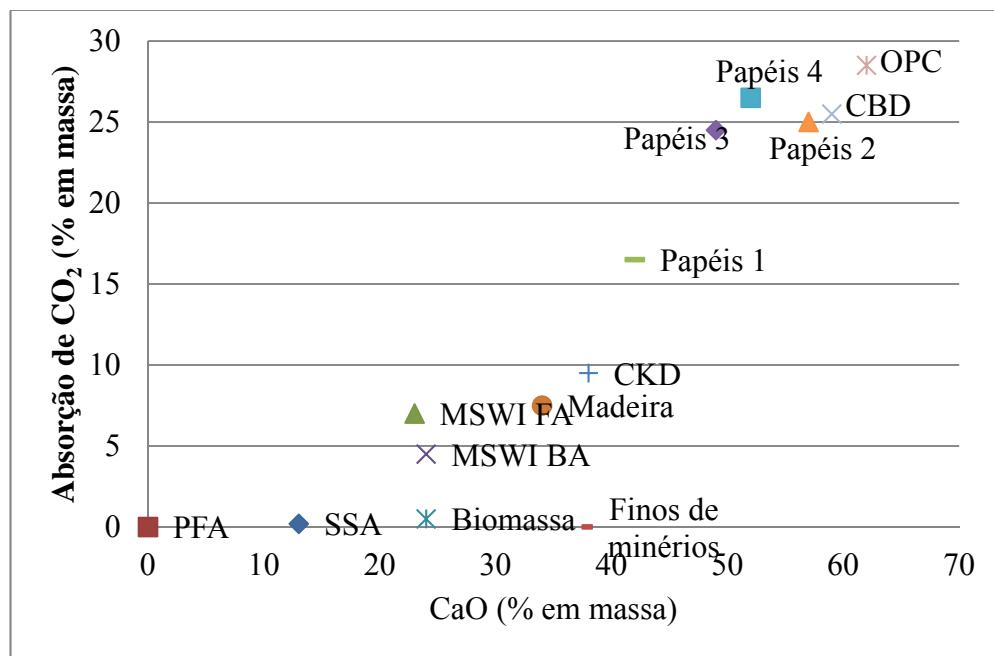
0,7 g de CaO/kg de bagaço, 2,6 g de CaO/kg de pontas, 3,9 g de CaO/kg de folhas verdes e 4,7 g de CaO/kg de folhas secas.

O nível de absorção de CO<sub>2</sub> não depende apenas da concentração de cálcio nos resíduos, mas principalmente da fase mineral em que o cálcio está presente. Por meio de difração de raios-X, GUNNING et al. (2010) investigam a fase mineral do composto de cálcio em cada um dos 17 resíduos pesquisados. Se determinado resíduo apresenta elevado teor de cálcio na forma de carbonato, a capacidade de absorver CO<sub>2</sub> é reduzida (GUNNING et al., 2010). GUNNING et al. (2009) mostram que os resíduos com a maior capacidade de absorver CO<sub>2</sub> são os que contêm o cálcio nas fases óxido e hidróxido, normalmente presentes nos resíduos da indústria de papéis e da indústria de cimento. WALKER (2006) apud GUNNING et al. (2009) alerta que a concentração de óxido de cálcio nas cinzas da indústria papeleira varia com o tipo de papel produzido.

As cinzas de biomassa apresentam elevada variabilidade, devido à variação na composição da biomassa que a gerou, sendo normalmente ricas em fosfatos de cálcio e magnésio. Cinzas de biomassa e de madeira revelam um alto teor de carbonato de cálcio. De forma geral, as cinzas da combustão da biomassa, da madeira, do lixo hospitalar, da lama gerada no tratamento de esgoto, do carvão pulverizado (se o carvão for pobre em cálcio), a lama do tratamento de água da indústria siderúrgica e os resíduos da indústria de alumínio apresentam baixa concentração de óxido e hidróxido de cálcio e, portanto, reatividade baixa ou nula ao CO<sub>2</sub> (GUNNING et al., 2010).

O desconhecimento da fase mineral à qual o cálcio está associado (calcita, portlandita, fosfato, entre outras) impede tirar conclusões a respeito da reatividade das cinzas do bagaço ao CO<sub>2</sub>, dificultando a avaliação da viabilidade técnica e econômica do uso dessas cinzas para a produção de carbonatos. Além disso, independentemente de tal fase mineral, a concentração de cálcio nas cinzas do bagaço é relativamente baixa em comparação a tal concentração nas cinzas das outras biomassas (tabela 1.7).

GUNNING et al. (2009) apresentam estimativas das massas ganhas por diferentes resíduos imediatamente após o processo de carbonatação, conforme mostrado na figura 1-3.



#### Notas:

1. PFA- cinzas da queima de carvão pulverizado; SSA- cinzas da queima de resíduos do tratamento de esgoto; MSWI FA- cinzas volantes da queima de lixo municipal; MSWI BA- cinzas da queima de lixo municipal; Biomassa - Cinzas da incineração de vegetais que derivam de processos agrícolas; Finos de minérios- Resíduos do processamento de rochas calcárias; Madeira- Cinzas da queima de madeira; CKD/CBD- Finos removidos dos gases de exaustão dos fornos de cimento; Papéis 1 a 4- Cinzas da incineração de diversos tipos de lodo do tratamento de resíduos líquidos da indústria de papel; OPC- Cimento Portland.

2. Os resíduos identificados como CKD apresentam uma absorção de CO<sub>2</sub> inferior do que os identificados como CBD, pois são retirados numa etapa do processo anterior à qual estes últimos são retirados. Isto faz com que estes últimos (CBD) tenham passado por um processo de calcinação mais completo do que os primeiros.

**Figura 1-3: Estimativas da capacidade de absorção de CO<sub>2</sub> por diversos resíduos**

Fonte: GUNNING et al., 2009

A figura 1-3 permite confirmar que os tipos de resíduos com maior capacidade de absorção de CO<sub>2</sub> são os associados à indústria de papel ou de cimento.

Apesar de indústrias que geram as cinzas com as maiores capacidades de absorção de CO<sub>2</sub> (cimento e papel) também serem importantes fontes de CO<sub>2</sub>, o elevado custo de captura nestas instalações (se comparado ao baixo custo de desidratação e

compressão da fermentação) pode tornar viável a substituição do CO<sub>2</sub> capturado localmente pelo gerado na fermentação, principalmente quando a distância entre a destilaria e a cimenteira ou a fábrica de papel for pequena. Esta pode ser uma oportunidade para o desenvolvimento de um projeto piloto ou de demonstração da carbonatação de resíduos das indústrias de cimento e papel.

IEA constrói um cenário mundial de baixas emissões cujo propósito é, com 80% de probabilidade de sucesso, limitar o crescimento da temperatura global média em 2°C até 2050 (IEA, 2013b). Este cenário de emissões projeta um aumento da participação do CCS no setor de cimento, com projeções indicando que, a partir de 2030, cerca de 10% das emissões de CO<sub>2</sub> do setor devem ser capturadas (IEA, 2013b). Tais projeções apontam que em 2050 esta porcentagem pode chegar aos 25% (IEA, 2013b). Desta forma, o uso do CO<sub>2</sub> da fermentação para carbonatar os resíduos da indústria de cimento deveria ser considerado principalmente no curto prazo, enquanto a queda no custo da captura nesta indústria (cimento) não for suficiente para tornar o transporte de CO<sub>2</sub> entre a destilaria e a cimenteira inviável.

GUNNING et al. (2010) enfatizam que a carbonatação é um meio de estocagem de CO<sub>2</sub> que pode ser utilizado para a reciclagem de materiais como, por exemplo, o uso dos carbonatos na construção civil. Os autores estimam que o Reino Unido possa consumir cerca de 200 mil toneladas de CO<sub>2</sub> por ano, caso todos os resíduos analisados fossem carbonatados.

Os carbonatos formados são termodinamicamente estáveis, garantindo o sequestro no longo prazo do dióxido de carbono (TIAN & JIANG, 2012; BURGESS, 2011). Certos usos, como a construção civil, não levam à calcinação do calcário. Já outros, como a produção de cal, a calagem dos solos, a produção de cimento, a siderurgia, a produção de vidro e a produção de magnésio liberam o CO<sub>2</sub> associado ao calcário (MCT, 2010). No caso destes últimos, a redução das emissões poderia estar associada, por exemplo, à substituição do calcário natural pelo produzido a partir da reação de resíduos (contendo CaO, por exemplo) com CO<sub>2</sub> capturado.

Algumas vantagens deste método de sequestro são a ampla disponibilidade de materiais naturais e residuais para reagir com o CO<sub>2</sub>, o caráter exotérmico das reações de mineralização, a eliminação da necessidade de monitoramento do CO<sub>2</sub> pós-sequestro e a utilidade de alguns carbonatos como insumo na construção civil (TIAN & JIANG,

2012; BURGESS, 2011). Contudo, pesquisas precisam ser desenvolvidas com vistas a reduzir o tempo de reação, reduzir o impacto do transporte e estocagem de grandes quantidades de minerais e/ou resíduos (matérias-primas) e dos carbonatos (produtos), e reduzir os custos do processo, associados tanto às condições do processo, quanto aos aditivos usados para melhorar a cinética das reações. PARSONS BRINCKERHOFF (2011) aponta que os desafios da difusão deste uso estão ligados à rejeição da indústria de cimento, que pode enxergá-lo fabricando um produto concorrente ao cimento, e à disponibilidade de soluções salinas em quantidades suficientes à reação.

Tendo em vista as informações apresentadas na figura 1.3, o capítulo 5 apresenta os resultados da análise de viabilidade técnica do uso de CO<sub>2</sub> de destilarias para carbonatar dois tipos de resíduos: as cinzas da incineração do lodo do tratamento de resíduos líquidos da indústria de papel e os finos removidos dos gases de exaustão dos fornos de cimento. O potencial de uso de CO<sub>2</sub> para a produção de carbonato de cálcio será calculado<sup>28</sup> com base na hipótese de que o que limita a produção deste produto é a disponibilidade de resíduos de fábricas de papel e celulose e de fábricas de cimento localizadas no Centro-Sul do Brasil.

A pasta celulósica utilizada na produção de papel é gerada através da separação da lignina das fibras da madeira. Há diversos processos de produção da pasta celulósica. Segundo CAMPREGHER (2005), a quantidade mínima de lodo gerado por cada um destes processos é de 9 quilogramas por tonelada de pasta celulósica produzida. Contudo, os processos de produção de polpa celulósica apresentam uma ampla faixa de valores para a quantidade de lodo gerado. O processo conhecido como polpação química, por exemplo, pode gerar de 9 a 68 quilogramas de lodo por tonelada de celulose produzida (CAMPREGHER, 2005). No processo de polpação mecânica, CAPUTO et al. (2001) apud CAMPREGHER (2005) estimam a geração 37 quilogramas de lodo por tonelada de polpa prensada. Enquanto isso, CAMPREGHER (2005) apresenta um intervalo de 9 e 45 quilogramas para quantidade de lodo gerado neste processo (polpação mecânica).

O papel também pode ser produzido a partir de papel reciclado. O papel reciclado precisa passar por um processo para a retirada da tintura, conhecido como

---

<sup>28</sup>Vide capítulo 5.

destintamento. O destintamento gera, no mínimo, 36 quilogramas de lodo por tonelada de papel reciclado utilizado (CAMPREGHER, 2005).

No Japão, a indústria de papel produz anualmente 1,5 milhão de tonelada de lodo. Este lodo, quando incinerado, gera 0,6 milhão de tonelada de cinzas (DABWAN et al., 2012). Ou seja, a massa de cinzas gerada pela incineração deste tipo de lodo corresponde a 40% da sua massa inicial.

A carbonatação do material particulado (MP) derivado dos fornos de cimento é outra forma de produzir carbonato de cálcio com o uso de CO<sub>2</sub> de destilaria. SCHORCHT et al. (2013) apresentam valores de massa de material particulado (MP) emitido por um conjunto de fornos de cimento europeus. Através dos dados apresentados por SCHORCHT et al. (2013), estima-se que a captação média de material particulado (MP) nos filtros dos fornos de cimento seja de cerca de 60 quilogramas de MP por tonelada de clínquer produzido<sup>29</sup>.

A proporção em massa de clínquer no cimento depende do tipo de cimento produzido. Segundo SNIC (2012), cerca de 60% do cimento produzido em 2012 foi o Portland tipo II. Segundo ABNT (2009) apud OLIVEIRA (2012), o teor em massa de clínquer no cimento Portland tipo II varia de 56 a 94%.

Enquanto este capítulo abordou a descrição técnica de alguns usos do CO<sub>2</sub>, o capítulo 2 será dedicado a descrição e análise das fontes de geração deste gás. Conforme apresentado na introdução, estas fontes são as destilarias instaladas no Centro-Sul do Brasil. Especificamente, será analisado o processo de fermentação, buscando-se evidenciar o potencial de oferta de CO<sub>2</sub> da fermentação de etanol do Centro-Sul do Brasil. O capítulo 2 apresenta também estimativas dos custos de captura de CO<sub>2</sub> de fermentação. Além disso, o capítulo 2 discute a adequação do CO<sub>2</sub> de fermentação a usos que demandam este gás em concentração elevada, que é uma característica natural do CO<sub>2</sub> desta fonte.

---

<sup>29</sup>SCHORCHT et al. (2013) afirmam que os fornos equipados com precipitadores eletrostáticos emitem entre 10 e 30 mg de MP por Nm<sup>3</sup> de gás tratado. Já os fornos equipados com filtros manga emitem entre 10 e 20 mg de MP por Nm<sup>3</sup> de gás tratado. Como a emissão média de MP pelas cimenteiras europeias é de cerca de 20 mg por Nm<sup>3</sup> de gás tratado, estimou-se que a quantidade de MP que pode ser recuperada é um valor próximo da quantidade mínima que pode ser recuperada num sistema de limpeza composto por filtros manga.

# **Capítulo 2- Emissões de CO<sub>2</sub> e potencial de geração de energia excedente na indústria sucroalcooleira**

## **2.1 Emissões de GEE no processo de produção de etanol**

As emissões de GEE do processo de produção do etanol estão ligadas ao processo agrícola e ao processo industrial. Tais emissões podem estar ligadas à produção de energia usada no processo agrícola ou industrial da indústria sucroalcooleira<sup>30</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 das máquinas, equipamentos, matérias-primas e insumos usados na produção do etanol.

Parte das emissões de CO<sub>2</sub> derivadas do 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>31</sup> e as emissões de CO<sub>2</sub> do processo de fermentação podem ser subtraídas das emissões de GEE do etanol em todo o seu ciclo de vida<sup>32</sup>. Tal cálculo resulta nas emissões líquidas de GEE associadas a este 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 2-1 apresenta tal discriminação.

---

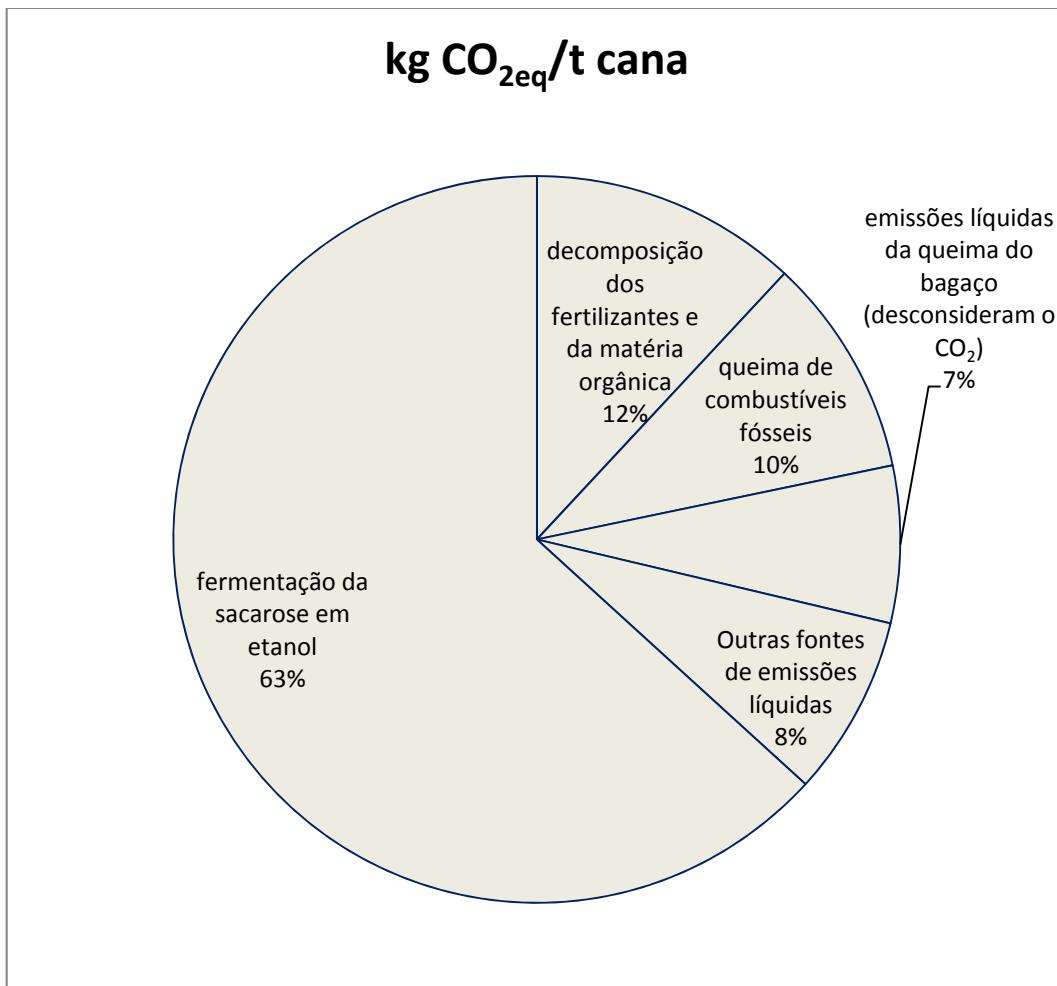
<sup>30</sup> Envolve a queima de combustíveis fósseis pelas máquinas utilizadas no cultivo, colheita e transporte da cana, queima do bagaço para geração de energia térmica, elétrica e mecânica para a etapa industrial.

<sup>31</sup>Note que “queima de resíduos” na figura 2.1 se refere apenas as emissões de N<sub>2</sub>O e CH<sub>4</sub>, gases que não são capturados durante a fotossíntese.

<sup>32</sup>Os ciclos de produção e uso do etanol e de geração de energia para o processo industrial e para venda à rede.



Estequiométricamente, portanto, a produção de cada tonelada de etanol a partir da fermentação emite 956,5 kg de CO<sub>2</sub>. 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 1926 MJ de energia na forma de etanol. Considerando o poder calorífico inferior (PCI) do etanol 28,2 MJ/ kg, conclui-se que, para estas destilarias, cada tonelada de cana fornece em média 68,2 kg de etanol. Ou seja, a fermentação do caldo de uma tonelada de cana emite 65,2 kg de CO<sub>2</sub>, um valor bem superior aos associados aos processos apresentados por MACEDO et al. (2008). Isto 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 2-2 apresenta a participação das emissões de CO<sub>2</sub> da fermentação nas emissões líquidas do ciclo de vida do etanol. Como eficácia da redução de emissões não varia com o fato de o processo ser ou não emissor líquido de GEE, a figura 2-2 busca comparar o potencial de redução de emissões na fermentação com a redução de emissões em outras etapas, responsáveis por emissões líquidas destes gases.



**Figura 2-2: Participação das emissões de CO<sub>2</sub> da fermentação nas emissões líquidas do ciclo de vida do etanol**

KHESHGI & 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 esta razão é de 0,54<sup>33</sup>.

<sup>33</sup>Estas estimativas consideram que não há mudança na quantidade de carbono estocado nas plantas e nos solos e desconsideram emissões de outros GEE.

## **2.2 Características do CO<sub>2</sub> de fermentação e a pureza necessária a usos de CO<sub>2</sub>**

### **2.2.1 Concentração de CO<sub>2</sub> nas emissões da fermentação e os custos de captura**

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 alcance 95% de CO<sub>2</sub> no exausto não seja complexo. Uma alta concentração de CO<sub>2</sub> no exausto está ligada a uma fermentação anaeróbica ideal (LAUDE et al., 2011). 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> da fermentação deve ser desidratado e comprimido antes de ser transportado (BONIJOLY et al., 2009). Segundo CÂMARA et al. (2013), os gases de exaustão da oxicombustão são compostos por 80% de CO<sub>2</sub> e 20% de água, e a desidratação desta mistura é realizada através de resfriamento e compressão. Segundo HENDRIKS & GRAUS (2004) (2004), a desidratação do CO<sub>2</sub> ocorre durante as primeiras etapas do processo de compressão, ou seja, a desidratação é um coprocesso da compressão.

O CO<sub>2</sub> é emitido nas destilarias de etanol à baixa pressão (pressão atmosférica) e como um gás saturado (RUSHING, 2008b apud XU et al., 2010). 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) (JOHNSON MATTHEY CATALYSTS, 2007 apud XU et al., 2010). 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 .

A tabela 2-1 apresenta estimativas de custos de captura e compressão para diversos processos. Os primeiros processos apresentados são os que apresentam elevada concentração de CO<sub>2</sub> na mistura de gases. Em seguida, estão agrupados os processos em que o CO<sub>2</sub> apresenta-se diluído nos gases de exaustão ou de processo.

**Tabela 2-1: Estimativas de custos de captura e compressão**

Custo (US\$/tCO <sub>2</sub> )	Processos com alta concentração de CO <sub>2</sub>	Concentração de CO <sub>2</sub>	Fontes
6-12 <sup>1,2</sup> 10 <sup>3</sup>	Fermentação	N.D.	MILMO, 2010 <sup>1</sup> ; DAHOWSKI & DOOLEY, 2008 <sup>2</sup> ; BONIJOLY et al., 2009 <sup>3</sup>
6-12 <sup>1</sup> 9-31 <sup>2</sup>	Produção de óxido de etileno	N.D.	MILMO, 2010 <sup>1</sup> RODDY et al. (2011) <sup>2</sup>
6-12 <sup>1</sup> 13-54 <sup>2,*</sup> 4-47 <sup>3</sup> 5-70 <sup>5</sup>	Produção de amônia	Gases de exaustão: 8% <sup>2</sup> Processo de produção: puro <sup>2</sup>	MILMO, 2010 <sup>1</sup> HENDRIKS & GRAUS (2004) <sup>2</sup> RODDY et al. (2011) <sup>3</sup> RUBIN (2008) <sup>5</sup>
20 <sup>1</sup> 5-70 <sup>2</sup>	Processamento de gás natural <sup>1,2</sup> e produção de fertilizantes <sup>1</sup>	N.D.	PARSONS BRINCKERHOFF (2011) <sup>1</sup> RUBIN (2008) <sup>2</sup>
5-70 <sup>1</sup> 13-54 <sup>2,*</sup>	Produção de H <sub>2</sub>	Gases de exaustão: 8% <sup>2</sup>	RUBIN (2008) <sup>1</sup> HENDRIKS &

		Processo de produção: puro <sup>2</sup>	GRAUS. (2004) <sup>2</sup> *
Custo (US\$/tCO <sub>2</sub> )	Processos com baixa concentração de CO <sub>2</sub>	Concentração de CO <sub>2</sub>	Fontes
20-95 <sup>1</sup> 25-60 <sup>2</sup> 50-100 <sup>3</sup>	Gases de exaustão de termelétricas	N.D.	RUBIN (2008) <sup>1</sup> MILMO, 2010 PARSONS BRINCKERHOFF (2011) <sup>3</sup>
35-55 <sup>1</sup> 45-535 <sup>2,*</sup>	Gases de exaustão de refinarias	3-18% <sup>2</sup>	MILMO, 2010 <sup>1</sup> HENDRIKS & GRAUS (2004) <sup>2</sup>
35-55 <sup>1</sup> 50-100 <sup>2</sup> 44 <sup>3</sup>	Gases de exaustão de cimenteiras	15-25% <sup>3</sup>	MILMO, 2010 <sup>1</sup> PARSONS BRINCKERHOFF (2011) <sup>2</sup> HENDRIKS & GRAUS (2004) <sup>3</sup>
20-35 <sup>1</sup> 50-100 <sup>2</sup> 45 <sup>3</sup>	Gases de exaustão de siderúrgicas	15-20% <sup>3</sup>	MILMO, 2010 <sup>1</sup> PARSONS BRINCKERHOFF (2011) <sup>2</sup> HENDRIKS & GRAUS (2004) <sup>3</sup>

30-145	Processos industriais	N.D.	RUBIN (2008)
--------	-----------------------	------	--------------

**Notas:**\*Soma do custo de captura com o de compressão. Os resultados foram multiplicados por 1,24, a taxa de câmbio do euro para o dólar no ano de 2004 (Banco Central do Brasil, 2014).

Na primeira coluna, as numerações associam os valores dos custos às fontes da literatura que divulgam tais valores. Estas fontes são apresentadas na última coluna.

Na tabela 2-1, apesar de se comparar custos de anos diferentes, as incertezas não exigem uma elevada precisão das estimativas.

Segundo OLAH et al. (2009), a recuperação do CO<sub>2</sub> de correntes onde 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.

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 destes insumos sendo, neste 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. Isto 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 deste gás, associa-se apenas o custo de compressão e transporte, considerando-se o custo de captura nulo<sup>34</sup> (RUBIN, 2008).

Cerca de 80% do CO<sub>2</sub> usado para EOR nos EUA é proveniente de poços naturais<sup>35</sup>, havendo grande oportunidade para substitui-lo por CO<sub>2</sub> gerado como resíduo (coproducto) de outros processos. O restante das fontes de suprimento envolvem

---

<sup>34</sup>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.

<sup>35</sup>Fontes naturais de CO<sub>2</sub> derivam da atividade vulcânica na Terra e incluem poços naturais que são poços com CO<sub>2</sub> em elevada concentração (entre 90 e 100%), muito comuns nos EUA, e CO<sub>2</sub> de fontes geotérmicas, comuns na Espanha e Itália.

processos industriais que apresentam o CO<sub>2</sub> em elevada concentração em seus exaustos, como plantas de produção de amônia, fermentação de etanol e processamento de gás natural (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

A tabela 2-2 apresenta a parcela do mercado<sup>36</sup> de CO<sub>2</sub> norte-americano abastecido pelas destilarias de etanol, bem como a concentração de CO<sub>2</sub> nas correntes de vários processos.

**Tabela 2-2: Parcela do mercado de CO<sub>2</sub> norte-americano abastecido pelas destilarias de etanol e a concentração de CO<sub>2</sub> nas correntes de vários processos**

Fonte	Fatia de mercado (%)	Concentração de CO <sub>2</sub> no gás de exaustão (%)
Fermentação de etanol	33	99
Amônia	20	>95
Produção de H <sub>2</sub> (reforma)	20	3 <sup>1</sup>
Poços naturais, separação de hidrocarbonetos	19	90-100
Produção de óxido de etileno	6	>95
Gás de exaustão - Queima de gás e carvão	2	3-12

**Nota:**<sup>1</sup>Esta é a concentração do gás de exaustão, que deriva da queima de combustível para suprir de energia térmica e elétrica o processo de reforma a vapor. Contudo, a reforma é considerada um processo que gera CO<sub>2</sub> a elevada concentração, já que o CO<sub>2</sub> é um subproduto da produção de H<sub>2</sub>.

Fonte: XU et al., 2010

O baixo custo de captura aumenta a viabilidade tanto do CCS quanto do uso industrial do CO<sub>2</sub> (CCIS<sup>37</sup>). Nos EUA a participação de mercado do CO<sub>2</sub> proveniente da fermentação cresceu de 20% para 33% entre 1990 e 2007 (RUSHING, 2007 apud XU et

---

<sup>36</sup>Xu et al. (2010) utilizam o termo “*merchant market*”. *Merchant* pode ser traduzido como varejista.

<sup>37</sup>*Carbon Capture and Industrial Storage (CCIS)*.

al., 2010). Espera-se que esse valor continue a crescer, dado que novos projetos que utilizam CO<sub>2</sub> de destilarias de etanol continuam a ser elaborados.

PARSONS BRINCKERHOFF (2011) preveem que a maior parte do crescimento da demanda por CO<sub>2</sub> no curto ou médio prazo deve ser atendida por fontes de baixo ou médio custo de captura (<US\$ 35/tCO<sub>2</sub>evitado).

Segundo KHESHGI & PRINCE (2005), a maior parte do CO<sub>2</sub> derivado da etapa de fermentação de etanol é emitida para a atmosfera, sendo que algumas plantas destinam este gás para a carbonatação de bebidas.

### **2.2.2 Grau de pureza do CO<sub>2</sub>**

PARSONS BRINCKERHOFF (2011) menciona que certos usos de CO<sub>2</sub> necessitam que este gás esteja altamente concentrado, enquanto outros usos aceitam um CO<sub>2</sub> mais diluído entre outros gases, como numa mistura de gases de exaustão de uma termelétrica. A tabela 2-3 apresenta os usos divididos nestas duas categorias.

**Tabela 2-3: Tecnologias operando com CO<sub>2</sub> concentrado ou diluído**

Concentração de CO <sub>2</sub>	Uso
Elevada	EOR
	Produção de ureia
	Processamento de polímeros
	Carbonatação de resíduo da indústria de alumínio
	Metanol renovável
	Ácido Fórmico
	ECBM
Reduzida	Cultivo de algas
	Carbonatação mineral
	Cura de concreto
	ECBM

Fonte: PARSONS BRINCKERHOFF, 2011

O CO<sub>2</sub> de fermentação deve ser prioritariamente aplicado em usos que exigem um CO<sub>2</sub> de pureza mais elevada. Isto disponibiliza o CO<sub>2</sub> mais diluído para usos com exigência de menor concentração deste gás, contribuindo para reduzir o custo global do CCIS.

CO<sub>2</sub> para consumo humano deve apresentar pureza superior a 99,8%, com limites impostos sobre a natureza das impurezas. Para o processamento químico, purezas superiores a 99,9% não são incomuns, enquanto para EOR é comum a exigência de pureza em torno de 95% (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). O CO<sub>2</sub> usado na produção de metanol precisa estar livre de impurezas, em especial de H<sub>2</sub>S e SO<sub>2</sub> (OLAH et al., 2009), o que faz da fermentação uma das fontes mais promissoras, dada a elevada concentração do CO<sub>2</sub> no exausto desta fonte.

LAUDE et al. (2011) enfatizam que a indústria de etanol de cana-de-açúcar é um nicho de mercado para iniciar a implantação de sistemas CCS, já que apresenta um baixo custo marginal de abatimento, derivado da alta concentração do CO<sub>2</sub> no exausto e da pequena quantidade de impurezas presentes. RODDY (2012) reforçam a ideia de implementar CCS no processo de fermentação do etanol, argumentando que este processo gera grandes volumes de CO<sub>2</sub> de elevada pureza. Tais autores comentam que a planta de bioetanol de Arkalan, em Kansas, EUA, captura CO<sub>2</sub> de um exausto que apresenta 60% de concentração deste gás para usar em EOR.

BECK et al. (2011) afirmam que o Brasil apresenta um significativo potencial para o desenvolvimento de CCS. Segundo os autores, provavelmente, o potencial de curto prazo está associado ao desenvolvimento de campos de gás natural que contêm CO<sub>2</sub>, tal como os campos do Pré-Sal. No futuro, fontes onshore também se tornarão foco para a implantação de CCS, em especial a produção de petróleo e gás, plantas termelétricas à carvão, plantas industriais e a produção de biocombustíveis.

BECK et al. (2011) enfatizam que o Brasil possui uma indústria de produção de biomassa e biocombustíveis significativa que, se receber a aplicação de CCS, pode passar a gerar emissões negativas de CO<sub>2</sub>. Os autores comentam que esta tecnologia já vem sendo desenvolvida nos EUA pelo Midwest Geological Sequestration Consortium, buscando capturar CO<sub>2</sub> da planta de biocombustíveis Archer Daniels Midlands, em Decatur, Illinois.

### **2.2.3 Escala da oferta de CO<sub>2</sub> pelas destilarias do Centro-Sul**

A tabela 2-4 compara emissões de CO<sub>2</sub> derivadas da queima de combustíveis fósseis com emissões oriundas da fermentação de etanol em várias partes do mundo no ano de 2008. No Brasil, a fermentação de etanol em 2008 emitiu um volume de CO<sub>2</sub> equivalente a 6% do volume de CO<sub>2</sub> emitido pelo setor energia<sup>38</sup> no ano de 2005 (MCT, 2010b).

---

<sup>38</sup>Informação da Segunda Comunicação Nacional (MCT, 2010b). O setor energia inclui as emissões associadas a queima e as emissões fugitivas dos processos de produção e uso de energia nos transportes e na indústria.

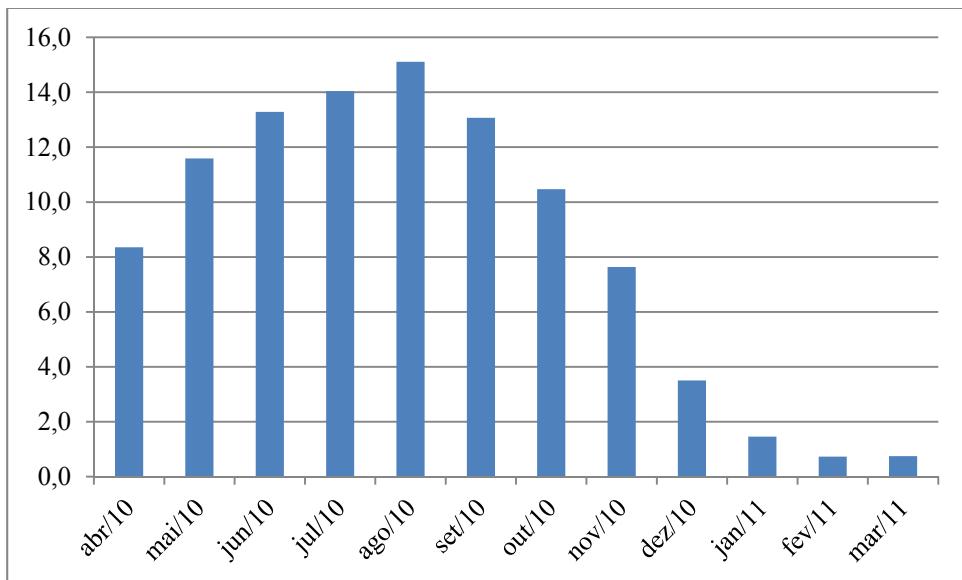
**Tabela 2-4: Emissões de CO<sub>2</sub> da queima de combustíveis fósseis e da fermentação de etanol no ano de 2008**

Região	Produção de etanol (milhões de m <sup>3</sup> )	Fermentação de etanol – CO <sub>2</sub> (milhões de t)	Emissões de CO <sub>2</sub> de origem fóssil (milhões de t)
Mundo	65,6	49,8	31900
EUA	34,07	25,9	5802
Brasil	24,5	18,6	–
União Europeia	2,8	2,1	–
China	1,9	1,5	–

Fonte: XU et al., 2010

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 deste combustível. Para o estado de São Paulo, estes números foram 11,6 milhões de m<sup>3</sup> de etanol puro ou 9,2 milhões de toneladas deste 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. Já as regiões Norte e Nordeste foram responsáveis pela produção de 1,9 milhões de m<sup>3</sup> de etanol na safra 2012/2013, dos quais 0,8 milhões de m<sup>3</sup> de etanol hidratado, ou seja, 1,5 milhões de toneladas deste combustível. Isso corresponde a uma emissão da fermentação de 1,4 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> no Norte e Nordeste.

MAPA (2013) apresenta a produção mensal de etanol brasileira. A figura 2-3 apresenta 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.



**Figura 2-3: Participação de cada mês (%) no total de etanol produzido no Brasil**

Fonte: MAPA, 2013

A Agência Nacional do Petróleo e Biocombustíveis (ANP, 2014b) apresenta a capacidade diária máxima de produção de etanol (anidro e hidratado) de 314 plantas do Centro-Sul brasileiro. Visando estimar as emissões anuais de CO<sub>2</sub> destas plantas supõe-se que o perfil de produção de etanol seja o apresentado na figura 2-3. Desta forma, supõe-se que no mês de agosto de cada ano, que é o mês de produção máxima, as plantas utilizem a capacidade diária máxima de produção de que dispõem. Tendo em vista que 15% da produção anual ocorre em agosto (figura 2-3), a capacidade anual de produção<sup>39</sup> pode ser calculada multiplicando a produção diária deste mês por 200 dias. Dividindo esta capacidade anual por 365 dias, é possível calcular a capacidade diária média de produção de etanol destas plantas ao longo de um ano, conforme consta na tabela 2-5.

---

<sup>39</sup> Note que, enquanto a capacidade diária depende da disponibilidade de capital, a capacidade anual não depende da disponibilidade de capital, mas da variação do ritmo anual de produção, conforme apresentado na figura 2-3. Na sequência, calcula-se a capacidade diária média, dividindo a capacidade anual pelo número de dias do ano, ou seja, incorporando a variação do ritmo de produção no cálculo da capacidade diária média.

**Tabela 2-5: Capacidade diária média de produção de etanol das plantas do Centro-Sul brasileiro**

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	
>1500	1	0	0	0	2	1	1	0	0	5
>1000 e <1500	16	0	3	0	4	1	2	0	2	28
>750 e < 1000	18	0	2	0	4	2	4	0	0	30
>500 e < 750	29	0	6	0	8	2	3	0	3	51
>250 e < 500	57	1	16	5	11	2	7	0	14	113
>100 e <250	34	1	9	1	7	1	6	0	9	68
<100	10	2	3	0	0	0	0	2	2	19
Total de plantas por Estado	165	4	39	6	36	9	23	2	30	314

Fontes: Elaborado com base em ANP, 2014b e MAPA 2013

A tabela 2-5 permite observar que quase mais da metade das plantas está localizada no estado de São Paulo, sendo que os estados de Minas Gerais, Goiás, Paraná e Mato Grosso do Sul concentram, cada um, cerca de 10% das plantas. O restante dos estados do Centro-Sul (RJ, ES, MT, RS) concentram juntos menos de 10% das plantas. Também é possível verificar pela tabela 2-5 que as plantas de maior capacidade estão concentradas nos estados de São Paulo, Goiás, Mato Grosso, Mato Grosso do Sul e Minas Gerais.

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 do Centro-Sul resulta em 55,0 milhões de m<sup>3</sup>. Comparando este valor à produção de etanol no Centro-Sul na safra 2012/2013 (21,4 milhões de m<sup>3</sup>), conclui-se que a produção de etanol não é limitada apenas pelos fatores que causam a variação anual do ritmo de produção. Nota-se que a produção da safra 2012/2013 representou cerca de 40% da capacidade anual de produção.

Supondo que as destilarias usam cerca de 40% das suas capacidades de produção, a segunda linha da tabela 2-6 apresenta estimativas do volume de etanol produzido por 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 2-6 apresenta estimativas das emissões diárias médias de CO<sub>2</sub> em plantas com diversas capacidades de produção.

**Tabela 2-6: Emissões diárias de CO<sub>2</sub> da fermentação do açúcar em etanol**

<b>Capacidade diária média (milhares de l)</b>	1500	1000	750	500	250	100
<b>Produção diária de etanol (milhares de l)</b>	600	400	300	200	100	40
<b>Emissões diárias de CO<sub>2</sub>(t)</b>	456	304	228	152	76	30

A tabela 2-7 apresenta as massas 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 2-7: Massa de CO<sub>2</sub> que poderia ser consumida por uma planta típica**

Produto	Empreendimento	Capacidade de produção (t/dia)	CO <sub>2</sub> consumido (t/dia)
Ureia	Complexo Industrial de Araucária (Fosfértil)	1975,0	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	3014	4144

**Nota:**<sup>1</sup>O H<sub>2</sub> usado na produção de ureia pode ser produzido através 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 provem 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.

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

A escala de demanda de CO<sub>2</sub> destes produtos é similar à escala de oferta de várias destilarias, conforme pode ser constatado na comparação entre as tabelas 2-6 e 2-7. 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 2-6 e 2-7).

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 Centro-Sul, ou seja, poderia consumir as emissões de um conjunto de destilarias.

## **2.3 Produção de energia elétrica excedente pelas destilarias**

A dificuldade de estocar bagaço e a pequena relevância do mercado de bagaço in natura (CASTRO et al., 2008 apud DANTAS, 2013) estimularam as usinas a instalarem equipamentos de cogeração de baixa eficiência ao longo do século XX, maximizando a queima deste resíduo. DIAS et al. (2011a) apud DANTAS (2013) revelam que a tecnologia de cogeração típica para produzir energia apenas para o autosuprimento conta com caldeiras de baixa pressão e temperatura (21 bar e 350°C), gerando 12 kWh/t de cana processada. A mudança do marco regulatório<sup>40</sup>, estimulando a comercialização de bioeletricidade, passou a incentivar o investimento em sistemas de cogeração mais eficientes (DANTAS, 2013).

Uma planta de cogeração baseada em caldeiras de alta pressão (100 bar; 530°C), turbinas de condensação e extração de alta tecnologia, numa usina que apresente um consumo específico de 400 kg de vapor a 2,5 bar/t de cana processada, e utilize todo o bagaço e 50% da palha para geração de energia é capaz de gerar 155 kWh de energia elétrica excedente/t de cana processada (DANTAS, 2013). Já segundo WALTER & NOGUEIRA (2007) apud BNDES (2008), a instalação da tecnologia de geração de vapor mais eficiente, com geração de vapor a 105 bar e 525°C, aproveitamento total do bagaço e 50% das pontas e folhas, pode gerar 158 kWh/ tonelada de cana processada para entregar para a rede.

Tendo em vista o baixo custo de desidratação e compressão do CO<sub>2</sub> derivado da fermentação e a similaridade de escala entre o volume demandado por certos usos e o oferecido nas emissões de certo número de destilarias, o capítulo três apresenta uma metodologia para selecionar os usos de CO<sub>2</sub> que terão a viabilidade técnica analisada. Além disso, o capítulo 3 também apresenta a metodologia para realizar a análise de

---

<sup>40</sup> A reforma do setor elétrico, ocorrida em 2004 (CASTRO & DANTAS, 2008), buscou inserir competição nos segmentos potencialmente competitivos da cadeia: geração e comercialização. Com a reforma, o mercado de comercialização de energia passou a ser dividido em ambiente de contratação regulada (ACR) e ambiente de contratação livre (ACL). No ACR as distribuidoras firmam contratos de energia em leilões reversos (menor preço) visando atender suas previsões de demanda. No ACL, consumidores com carga igual ou superior a 3 MW podem adquirir energia de produtores independentes ou comercializadoras de energia. Segundo TOLMASQUIM (2011a) apud DANTAS (2013), este desenho comercial busca estimular a expansão da geração, zelando pela modicidade tarifária. Além das formas tradicionais de comercialização, houve a criação do Programa de Incentivo as Fontes Alternativas (PROINFA) e o leilão de fontes alternativas, disponibilizando novas formas de comercialização de energia proveniente de fontes renováveis (CASTRO & DANTAS, 2008).

viabilidade técnica dos usos selecionados e uma metodologia para analisar a viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para EOR.

# **Capítulo 3- Metodologias para seleção dos usos de CO<sub>2</sub>, análise de viabilidade técnica dos usos selecionados e análise de viabilidade de mercado do uso para EOR**

PARSONS BRINCKERHOFF (2011) apresenta um conjunto de critérios para avaliar quão promissoras são as diversas rotas de uso, divididos pelo autor em três frentes de análise: potencial de mercado, potencial econômico e potencial socioambiental, sendo que para todos estes potenciais são atribuídos critérios aos quais são associadas pontuações. Quanto maior a pontuação alcançada pela rota de uso, mais promissora é sua aplicação.

O potencial de mercado envolve a análise do potencial de *scale-up* e o nível de maturidade tecnológica. O potencial de *scale-up* engloba a avaliação da máxima demanda que pode ser alcançada pelo produto e a observação sobre a existência de restrições geográficas para produzi-lo, que podem estar associadas à limitação de recursos (terra, por exemplo) e ao alto custo de transporte (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

O potencial econômico está associado à viabilidade comercial, à competitividade com outras tecnologias e à existência de barreiras ou incentivos ao desenvolvimento da rota de uso de CO<sub>2</sub> analisada. A análise de viabilidade comercial envolve o balanço entre os custos e as receitas associadas à tecnologia estudada. Determinada rota de aproveitamento de CO<sub>2</sub> precisa ter preço competitivo em relação às tecnologias alternativas (que produzem os mesmos resultados desta rota) (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

O potencial socioambiental trata da avaliação da permanência da estocagem, das emissões adicionais de CO<sub>2</sub>, entre outros benefícios ambientais e sociais. Alguns usos garantem a estocagem permanente e são considerados substitutos ao CCS, outros

reemitirão o CO<sub>2</sub> com pouco tempo de uso do produto composto por este gás (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

Entretanto, se a rota de uso do CO<sub>2</sub> envolve o consumo de energia e insumos de origem renovável, enquanto a rota tradicional consome combustível fóssil, as emissões evitadas derivam da quantidade de combustível fóssil que deixou de ser consumida.

Além disso, certos usos de CO<sub>2</sub> substituem rotas tradicionais de produção que utilizam produtos tóxicos, ou seja, há usos cujo benefício ambiental transcende a redução de emissões de CO<sub>2</sub>. Já os benefícios sociais estão ligados ao fortalecimento da aceitação do CCS pela população, bem como à geração de empregos (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

Num cenário de preço elevado do carbono, há pequeno potencial para as tecnologias de uso onde o CO<sub>2</sub> é estocado temporariamente (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011), exceto no caso de o agente regulador aceitar o argumento de que a rota mitiga através da substituição da exploração de uma fonte natural de CO<sub>2</sub> ou da substituição de produtos derivados de combustíveis fósseis.

SRIDHAR & HILL (2011) enfatizam que as alternativas de uso devem ser avaliadas regionalmente, já que características como distância, disponibilidade de produtos substitutos aos que podem ser fabricados com o uso de CO<sub>2</sub>, preços destes produtos, entre outras, definirão as rotas de uso mais promissoras para cada local.

A seção 3.1 apresenta a metodologia utilizada para selecionar os usos que passarão pela análise de viabilidade técnica.

A seção 3.2 apresenta a metodologia utilizada para avaliar a viabilidade técnica dos usos selecionados. Os três usos que apresentarem as maiores viabilidades técnicas serão selecionados para terem a viabilidade de mercado avaliada.

A seção 3.3 apresenta a metodologia usada para avaliar a viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para EOR<sup>41</sup>.

---

<sup>41</sup>As metodologias aplicadas para avaliar as viabilidades de mercado dos outros dois usos selecionados (metanol e ureia) são apresentadas no capítulo 4.

### **3.1 Metodologia para a seleção dos usos que terão a viabilidade técnica avaliada**

Um conjunto de fatores contribuiu para elaborar a metodologia de seleção dos usos que terão a viabilidade técnica analisada, dentre os quais:

- Três princípios utilizados por PARSONS BRINCKERHOFF (2011) para selecionar os usos mais eficazes socioecononomicamente e ambientalmente. O primeiro se refere à seleção daqueles usos com as maiores demandas globais atuais ou com perspectivas de elevadas demandas no futuro<sup>42</sup>. O segundo prioriza a seleção dos usos com maior maturidade tecnológica. Neste caso, considera-se que as rotas que já vêm sendo implementadas pelo menos em estágio piloto, se encontram em estágio de desenvolvimento tecnológico mais maduro<sup>43</sup>. Enquanto o primeiro critério é atendido através da revisão da literatura sobre os usos com maior demanda global, o segundo critério influencia o processo de seleção ao considerar os usos que já vêm sendo desenvolvidos em diferentes projetos (comerciais ou em diferentes fases de desenvolvimento) pelo mundo e no Brasil. O terceiro critério objetiva selecionar usos que possuem maior potencial para reduzir as emissões líquidas de CO<sub>2</sub>. Tal potencial é determinado através da comparação com as emissões associadas aos produtos e/ou rotas que o uso substitui;
- A consideração, corroborada por SRIDHAR & HILL (2011), de que o potencial de cada uso é determinado pelas características locais ao uso<sup>44</sup>;
- A hipótese de que o custo de transporte do CO<sub>2</sub> é tão significativo que vale a pena priorizar usos próximos aos pontos de emissão;
- O fato de que certos usos podem se aproveitar não apenas do CO<sub>2</sub> renovável, mas também de outros insumos<sup>45</sup> de origem renovável. Certos usos químicos de CO<sub>2</sub> requerem sua reação com H<sub>2</sub> como, por exemplo, a produção de ureia e de

---

<sup>42</sup>PARSONS BRINCKERHOFF (2011) denomina este critério *scale-up*.

<sup>43</sup>Cabe notar, que estes dois primeiros princípios estão incluídos no procedimento que PARSONS BRINCKERHOFF denomina análise de potencial de mercado.

<sup>44</sup>Exemplos: Existência ou não de um produto substituto ao produto que resulta do uso do CO<sub>2</sub>, potencial de crescimento da demanda, custo de produção do substituto, cultura e hábitos de consumo, entre outros.

<sup>45</sup>No caso da produção de H<sub>2</sub>, a energia elétrica.

metanol. O H<sub>2</sub> poderia ser produzido a partir de eletrólise da H<sub>2</sub>O, usando a eletricidade que poderia ser gerada através da queima do bagaço excedente. O teste desta hipótese é estimulado tanto pela renovabilidade dos insumos, quanto pela suposição de baixo custo de geração de eletricidade a partir da queima de bagaço excedente;

O caráter renovável do uso envolvendo a produção de amônia e ureia com a queima de bagaço e a suposição de que os custos podem ser consideravelmente reduzidos devido à eliminação da necessidade de transportar CO<sub>2</sub>, influenciam a seleção destas rotas de uso para avaliação.

Sucintamente, a seleção dos usos que terão a viabilidade técnica analisada priorizará:

- Aqueles com as maiores demandas globais atuais ou com perspectivas de elevadas demandas no futuro;
- Aqueles que vêm sendo desenvolvidos em diferentes projetos (comerciais ou em diferentes fases de desenvolvimento) pelo mundo e no Brasil;
- Aqueles relacionados à reação de H<sub>2</sub> com CO<sub>2</sub>;
- Aqueles que podem ser implementados no local das destilarias;
- Aqueles que tendem a reduzir as emissões líquidas de CO<sub>2</sub> quando comparados aos produtos e/ou rotas de produção tradicional;

Tal seleção aplicará os critérios citados acima, considerando que o nível de relevância destes critérios decresce do primeiro ao último critério.

### **3.2 Metodologia para as análises de viabilidade técnica**

O potencial teórico da implementação de um processo industrial é determinado considerando-se inexistente qualquer restrição de uso dos recursos disponíveis (tecnologias, insumos, energia) para executá-lo. O potencial técnico é a parcela do potencial teórico que não apresenta restrições técnicas atuais e futuras (IEAGHG, 2011).

HENRIQUES JUNIOR (2010) define o potencial técnico como o limite real e prático, associado às características técnicas de um processo. Este potencial reflete a aplicação da tecnologia mais eficiente, sem incluir considerações econômicas na

análise. O potencial técnico representa o limite superior da aplicação de um esforço, mesmo sabendo que condições econômicas e de mercado são mais restritivas.

Para os usos de CO<sub>2</sub> associados aos produtos, cuja demanda é completamente atendida pelo mercado interno, a viabilidade técnica será avaliada calculando-se a quantidade de CO<sub>2</sub> que poderia ser consumida no atendimento da demanda incremental futura do produto, caso ela viesse a ser atendida pela produção através da rota que utiliza o CO<sub>2</sub>. Este é o caso da carbonatação de bebidas e do EOR. Outros usos como, por exemplo, o uso de CO<sub>2</sub> para produção de atmosfera modificada (MAP), terão a viabilidade técnica analisada com base na suposição de que a demanda surgirá de um nicho de mercado<sup>46</sup>, que substituirá o método convencional de produção pelo método que usa o CO<sub>2</sub> no seu processo. A viabilidade técnica de outros usos, como a produção de carbonato de cálcio, é avaliada com base na suposição de que a demanda é limitada pela oferta de produto reagente ao CO<sub>2</sub>. O potencial técnico da produção de carbonato de cálcio, por exemplo, é limitado pela oferta de cinzas das indústrias de papel e celulose e das cimenteiras. Já os usos de CO<sub>2</sub> associados aos produtos cuja demanda é parcialmente atendida por importação, terão a viabilidade técnica avaliada calculando-se a quantidade de CO<sub>2</sub> que poderia ser consumida ao substituir a importação de cada um destes produtos pela produção interna através de uma rota que utiliza o CO<sub>2</sub>. Este é o caso da produção de metanol ou ureia.

Dentre os usos que terão a viabilidade técnica avaliada, três deles também passarão pela avaliação da viabilidade de mercado. Os três usos serão selecionados com base no critério de maior potencial brasileiro de demanda atual ou futura de CO<sub>2</sub>, de acordo com os resultados das análises de viabilidade técnica propostas para esta tese. Tal seleção também priorizará os usos que envolvem a reação do H<sub>2</sub> com o CO<sub>2</sub>.

### **3.3 Metodologia para análise de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para EOR**

O potencial econômico da implementação de um processo depende da comparação entre seu custo total e o preço do produto que ele oferece ao mercado.

---

<sup>46</sup>No caso do MAP, isto se refere ao fato de se supor que o potencial de demanda estaria associado à demanda de alimentos exportados para os países desenvolvidos, já que este seria o nicho de mercado a ser atendido pelo MAP.

Quando o produto pode ser produzido por mais de um processo, a análise econômica também deve incluir a comparação do custo do novo processo com o custo do processo convencional (IEAGH, 2011).

IEAGH (2011) analisa o potencial econômico da aplicação de CCS a bioprocessos considerando: o preço da biomassa, os custos de seus processos de conversão, o custo associado ao CCS e o preço do CO<sub>2</sub> no mercado. Assim, o potencial econômico da implementação de bioprocessos com CCS é toda energia final que pode ser produzida a um custo inferior à da energia final produzida com o uso de tecnologias tradicionais (fósseis). IEAGHG (2011) acrescenta que o potencial de mercado é um variante do potencial econômico, definido como uma parcela do potencial técnico atrativa aos investidores, quando na análise são incluídos eventuais subsídios, regulação e impostos.

HENRIQUES JUNIOR (2010) define o potencial econômico como a parcela do potencial técnico que apresenta viabilidade econômica para um empreendedor específico. A análise de viabilidade econômica é específica porque, para cada empreendedor, há um custo de oportunidade do capital diferente e um período esperado de retorno também diferente. Segundo HENRIQUES JUNIOR (2010), o potencial de mercado<sup>47</sup> é o potencial com maior probabilidade de ser implementado quando, além de questões econômicas (taxa de retorno esperado, por exemplo), outros fatores externos são considerados na análise, como: previsão de expansão do mercado, subsídios, impostos, comportamento do preço dos energéticos entre outros.

Esta seção é denominada análise de viabilidade de mercado porque se baseia no cálculo do Valor Presente Líquido (VPL) das alternativas de uso, incluindo os impostos no cálculo dos custos totais. O método do VPL pode ser utilizado para comparar diferentes alternativas de investimento. Um investimento é tão melhor quanto maior for seu VPL. Como as receitas e os custos ocorrem em vários períodos diferentes ao longo

---

<sup>47</sup> Note que a definição de potencial de mercado apresentada por HENRIQUES JUNIOR (2010) difere da definição encontrada em PARSONS BRINCKERHOFF (2010) e apresentada no início do capítulo. Para PARSONS BRINCKERHOFF (2010) a avaliação do potencial de mercado não inclui variáveis econômicas, incluindo apenas aspectos associados ao crescimento potencial da demanda (*scale-up*) e à maturidade tecnológica.

do ciclo de vida dos investimentos, é necessário descontar estes valores no tempo, aplicando uma taxa de retorno apropriada. Ou seja, diante de uma taxa de retorno predeterminada, do tempo de ciclo de vida de um investimento e dos custos e receitas associados a ele, é possível calcular seu VPL (SAMANEZ, 2007). A equação 3.1 representa o cálculo do VPL.

$$VPL = - \sum_{t_1=1}^{n_1} \frac{I/n_1}{(1+i)^{t_1-1}} + \sum_{t_2=n_1}^n \frac{FC_{t_2}}{(1+i)^{t_2}} \quad (\text{Eq. 3.1})$$

Onde:

I.. custo de capital total

$FC_{t_2}$ .. fluxo de caixa no período  $t_2$ , sendo o período contabilizado desde o início da construção

i.. taxa de retorno  $t_1$ .. período referente ao ano de construção

$t_2$ .. período referente ao ano em que ocorre o fluxo de caixa

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

$n$ .. número de anos necessários para a construção somado ao tempo de vida do empreendimento

O fluxo de caixa em cada período pode ser definido por:

$$FC_t = R_t - C_{OM} - C_{dc} \quad (\text{Eq. 3.2})$$

Onde:

$R_t$ .. receita de venda do produto no período  $t$

$C_{OM}$ .. custo de operação e manutenção (O&M), energia e impostos no período  $t$

$C_{dc}$ .. custos de desidratação e compressão no período  $t$

Note que, apesar de o custo de desidratação e compressão ser composto por investimentos e custos de O&M, a sua inclusão na Eq. 3.2 se justifica na medida em que seus valores estão disponíveis na mesma unidade que o preço (e, portanto, a receita) de venda do CO<sub>2</sub>, isto é, expresso em US\$/t de CO<sub>2</sub>.

### **3.3.1 Estimativas dos valores de n, n<sub>1</sub> e i**

Ao investigar o potencial econômico da gasificação integrada à geração de energia elétrica, gasolina, diesel, metanol e/ou ureia, MEERMAN et al. (2012) consideram um tempo de 3 anos para a construção destes sistemas, sendo o custo de capital igualmente distribuído ao longo deste período.

VAN DEN BROEK et al. (2010) analisam investimentos em carbodutos e utilizam 40 anos como o tempo de vida econômica destes dutos.

DANTAS (2013) realiza análises de viabilidade econômica de alternativas de aproveitamento de bagaço e de palha pelo setor sucroalcooleiro. Para isto, o autor utiliza três taxas de desconto anuais: 8,5% para recursos financiados pelo BNDES, 12% para investimentos com recursos próprios na geração de eletricidade e 16% para investimentos com recursos próprios na produção do etanol.

Com relação ao agente investidor, serão consideradas duas possibilidades: numa delas o investimento na infraestrutura de desidratação, compressão e transporte será realizado pelo setor sucroalcooleiro. Neste caso, apenas o investimento na infraestrutura de injeção será de responsabilidade da empresa de petróleo. A outra possibilidade é a de que o investimento em toda a infraestrutura (desidratação, compressão, transporte e injeção) seja realizado pela empresa de petróleo.

Apesar de cada uma destas possibilidades exigir uma taxa de desconto diferente, compatível com a taxa de desconto habitualmente utilizada pelo setor (sucroalcooleiro ou petróleo), decidiu-se simplificar a análise, considerando uma taxa de desconto única para os dois setores. Tal consideração permite a construção de dois cenários de análise de viabilidade econômica que não consideram a existência de subsídio a este tipo de investimento<sup>48</sup> e utilizam a mesma taxa de desconto, compatível com a maior taxa utilizada pelo setor sucroalcooleiro. Buscando apresentar também dois outros cenários<sup>49</sup> onde possa haver certo nível de subsídio, considera-se que o setor

<sup>48</sup>1- investimento na infraestrutura para EOR pelas destilarias e taxa de desconto sem subsídio; 2- investimento na infraestrutura para EOR pela empresa de petróleo e taxa de desconto sem subsídio.

<sup>49</sup>1- investimento na infraestrutura para EOR pelas destilarias e taxa de desconto com subsídio; 2- investimento na infraestrutura para EOR pela empresa de petróleo e taxa de desconto com subsídio.

sucroalcooleiro ou o setor petróleo é beneficiado por um financiamento governamental, o que leva adoção de uma taxa de desconto social.

A tabela 3-1 apresenta os valores de  $n$ ,  $n_1$  e  $i$  que são substituídos na equação 3.1 para calcular o VPL do investimento no uso de CO<sub>2</sub> para EOR.

**Tabela 3-1: Valores de  $n$ ,  $n_1$  e  $i$**

Variável	Valor
$n_1$	3 anos
$n$	43 anos
$i$	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 15% (sem subsídio)</li> <li>8% (com subsídio ou taxa social)</li> </ul>

Fontes: MEERMAN et al., 2012; VAN DEN BROEK et al., 2010; DANTAS, 2013

### 3.3.2 Estimativas dos custos de capital (I)

A estimativa do custo de capital numa rede de dutos capaz de transportar CO<sub>2</sub> de algumas destilarias até certos campos de petróleo pode ser realizada com o apoio de um software de georeferenciamento e da equação 3.3, apresentada por (VAN DEN BROEK et al., 2013).

VAN DEN BROEK et al. (2013) propõem a equação 3.3 para o cálculo do custo de capital dos carbodutos. O georeferenciamento permite associar uma dada região geográfica (caracterizada por uma longitude e uma latitude) a algum número, que pode representar o valor de um dos fatores que compõem a equação 3.3 ou o resultado desta equação.

$$I = B_c * D * \sum F_c * F_s * [Fl_u * (1 - 0,1 * N) + 0,1 * N * F_{ci}] * L \quad (\text{Eq. 3.3})$$

Onde:

Bc.. fator de custo padrao

D.. diametro do carboduto

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

Fs.. fator associado à inclinacao do terreno

Flu.. fator associado ao uso da terra

N.. numero de rodovias ou ferrovias atravessando determinada celula

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

L.. comprimento do carboduto que atravessa cada célula

A equação 3.3 pode ser aplicada para analisar o custo de construção de carbodutos na região geográfica de interesse. Esta metodologia baseia-se na hipótese de que é possível calcular o custo de capital através da construção de um mapa dividido em células, onde cada célula armazena o valor de uma parcela do somatório da equação 3.3. Ou seja, cada parcela deste somatório representa o resultado, para uma célula específica, do produto dos valores dos fatores Fc, Fs, Flu, N, Fci pelo valor do comprimento do carboduto que atravessa esta célula. Assim, cada solução da equação 3.3 permite o cálculo do custo de capital de um trecho de carboduto com diâmetro constante, que atravessa uma ou várias células.

A operação de associar um valor a uma determinada região geográfica inicia acessando-se os mapas que representam os fatores que influenciam no custo de capital dos carbodutos (inclinação do terreno, fronteiras das regiões urbanas e rurais, localização de rios, estradas, ferrovias, entre outros). Em geral, estes mapas tem sua região de representação dividida num conjunto de células, chamado de *raster*. Cada célula representa uma área de 90m x 90m à qual é associado um único valor que representa o impacto de uma determinada característica (graus de inclinação do terreno, região urbana ou rural, cruzamento de rio, estrada ou ferrovia, entre outros) sobre o custo de capital da implantação de carbodutos.

O mapa com as inclinações do terreno na região de estudo é disponibilizado por EMBRAPA (2013). MMA (2013) disponibiliza um mapa com as delimitações de unidades de conservação e terras indígenas. IBGE (2013) disponibiliza um mapa que distingue a área coberta pela célula como urbana ou rural. ANEEL (2013) apresenta um mapa dos rios. Os mapas das rodovias e ferrovias do país são disponibilizados por MMA (2013).

O software de georeferenciamento permite que a partir de cada mapa, cujas células contem o valor ou a característica original de um fator, seja criado um novo mapa contendo um valor que represente o impacto daquele valor ou característica original no custo de capital de um carboduto. Por exemplo, uma célula que representa uma região cujo terreno tem inclinação menor do que 6 graus, tem o valor da inclinação substituído por 1,0 na célula do mapa associado ao fator Fs (tabela 3-2). Outra célula que represente uma área com inclinação de terreno de 15 graus, tem o valor da inclinação substituído por 1,2 na célula do mapa associado a este fator (Fs).

Com exceção do fator de custo padrão (Bc), que representa o custo de passagem de um carboduto numa área de custo mínimo, todos os outros fatores da equação 3.3 são apresentados na tabela 3.2. O valor de cada fator é atribuído de acordo com a situação de cada célula (região) em relação à característica que tal fator representa. Uma descrição mais detalhada a respeito das operações realizadas com os valores ou as características originais de cada fator, visando substitui-los pelos valores dos fatores que constam na tabela 3-2 é apresentada no anexo 1.

**Tabela 3-2: Valores dos fatores da equação 3.3**

Inclinação (graus)	Valor de $F_s$
<6	1,0
6-11	1,1
11-17	1,2
17-35	3,0
A célula corresponde a uma área	Valor de $F_c^1$
Offshore	3,0
Onshore onde já passa um carboduto	0,9
Onshore onde não passa um carboduto	1,0
A célula corresponde a uma área	Valor de $Fl^1$
Que contém uma (ou parte de uma) 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 $F_{ci}$
Sim	3,0
Não	1,0

**Nota:**<sup>1</sup>Salienta-se que as condições sob o fator “corredores” ( $F_c$ ) 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. Raciocínio idêntico deve ser aplicado às condições sobre o fator “uso da terra” ( $Fl$ ). Evidentemente, as condições mutuamente excludentes também são válidas para os outros fatores ( $F_s$  e  $F_{ci}$ ).

Fonte: Elaborado com base em VAN DEN BROEK et al., 2013

Após a criação de um mapa no formato *raster* para cada fator da equação 3.3, operações entre os valores das células equivalentes<sup>50</sup> destes mapas geram um novo mapa no formato *raster*, cujas células reservam os resultados da equação 3.4. Note que cada solução da equação 3.4 é armazenada como o valor de uma determinada célula do novo mapa.

---

<sup>50</sup>Células equivalentes são células que representam a mesma região geográfica.

$$Fc * Fs * [Flu * (1 - 0,1 * N) + 0,1 * N * Fci] \text{ Eq. (3.4)}$$

Através do mapa, cujas células armazenam os respectivos resultados da equação 3.4, e do mapa com a localização geográfica dos campos da Bacia de Campos, disponibilizado por ANP (2013), utiliza-se o ArcMap 10.0 para gerar um novo mapa. Neste novo mapa, cada célula armazena um valor que é utilizado no cálculo do custo de capital do carboduto capaz de conectar a célula em questão 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 um custo de ligação à célula em questão maior do que o campo selecionado. Os resultados do ArcMap 10.0 para cada célula representam as soluções da equação 3.5. Note que cada resultado da equação representa o custo de capital de um carboduto de 1 m<sup>2</sup> de diâmetro, com custo padrão de um real por metro de diâmetro e por metro de comprimento, ligando cada célula ao campo de petróleo selecionado.

$$\sum Fc * Fs * [Flu * (1 - 0,1 * N) + 0,1 * N * Fci] * L \text{ Eq. (3.5)}$$

Por uma questão de limitação de escopo, decidiu-se incluir nesta tese apenas as destilarias cuja localização coincide com as células associadas aos valores da equação 3.5 que não ultrapassam 900 mil<sup>51</sup>. Cabe salientar que, no mapa que armazena os resultados da equação 3.5, o valor da célula associada à destilaria que apresenta o maior custo de conexão a um campo de petróleo, é 2,3 milhões.

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 destas plantas e o não reconhecimento de algumas destilarias pelo ArcMap 10.0 durante a construção da rede de carbodutos, levaram à inclusão de 44 destilarias no estudo, o que equivale a quase 15% das destilarias do Centro-Sul.

Através do mapa, cujas células armazenam os respectivos resultados da equação 3.5, do mapa com localização geográfica das destilarias selecionadas<sup>52</sup> e do mapa com a

---

<sup>51</sup>Isso incluiu as destilarias que se localizam até a faixa de 700-900 mil no *raster cost\_distance\_EOR* (projeto *cost\_path\_EOR\_2*).

<sup>52</sup>As localizações das destilarias estão disponíveis no CD denominado Caneviewer, comercializado pela empresa GISMAPS (<http://www.gismaps.com.br/>).

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 destes caminhos, o Arcmap disponibiliza um resultado da equação 3.5, através de uma variável denominada “Path Cost”.

Cabe salientar que, 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.

KNOOPE et al. (2013) apresentam e comparam um conjunto de equações para o cálculo do diâmetro ( $D$ ) dos carbodutos. Tendo em vista que a equação usada no cálculo do custo de investimento dos carbodutos (Eq. 3.3) baseia-se no trabalho de VAN DEN BROEK et al. (2013), selecionou-se a equação proposta por VAN DEN BROEK et al. (2010b) para calcular os diâmetros dos dutos. A equação 3.6 é a equação proposta.

$$D = \left( \frac{32 * f * m^2 * L}{\pi^2 * \rho * \Delta P} \right)^{\frac{1}{5}} \text{ Eq. (3.6)}$$

A tabela 3-3 apresenta o significado e os valores dos parâmetros da equação 3.6. Tais parâmetros são aplicáveis para o transporte de CO<sub>2</sub> puro.

**Tabela 3-3: Parâmetros da equação 3.6**

Parâmetro	Descrição	Valores dos parâmetros constantes
f	fator de fricção de Fanning	$3,75 \times 10^{-3}$
m	Vazão mássica (kg/s)	Vide nota <sup>1</sup>
$\Delta P/L$	queda de pressão ao longo do carboduto (Pa/m)	20
$\rho$	Densidade do CO <sub>2</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	800

Nota: <sup>1</sup>A vazão mássica é considerada a emissão de cada destilaria no mês de produção máxima.

Considera-se que as destilarias operam durante 24 horas por dia.

Fonte: KNOOPE et al., 2013

Resultados da equação 3.6 foram comparados com os de simulações do PIPESIM, uma ferramenta comercial para o cálculo de diâmetros de carbodutos SCHLUMBERGER (2012) apud KNOOPE et al. (2013), e mostraram-se próximos.

A determinação dos valores de vazão mássica que são substituídos na equação 3.6 depende da política de atendimento à oferta de CO<sub>2</sub>. Caso se considere que os carbodutos devem ser dimensionados para permitir o transporte de todo o CO<sub>2</sub> disponível durante o período de vida útil dos mesmos, a capacidade atual de transporte será superestimada para que toda a oferta futura possa ser transportada. Apesar de o cenário intermediário de emissões de GEE publicado por IEA (2013) e o estudo publicado por EPE (2014) apontarem que entre 2011 e 2035 a demanda interna de etanol deve triplicar, não se sabe qual o percentual de aumento da oferta se dará com a expansão das usinas existentes e qual o percentual se dará com a construção de novas usinas. Associado a isto, não se sabe qual o nível ótimo de capacidade que maximizaria o VPL do projeto<sup>53</sup>. Diante destes desafios, decidiu-se dimensionar os carbodutos para que atendam a oferta máxima de CO<sub>2</sub> da safra 2010/2011.

---

<sup>53</sup>Se, por um lado, a superestimação da capacidade dos carbodutos (em relação ao nível atual de oferta) aumenta os custos de capital, não se tem conhecimento do potencial desse aumento e do potencial de

A safra 2010/2011 foi selecionada com base no fato de que a maior parte das informações de produção por usina foi obtida para esta safra. Por questão de coerência, as estimativas de produção das usinas que não têm o valor disponibilizado no GISMAPS<sup>54</sup> foram realizadas para a safra 2010/2011.

A figura 2.3<sup>55</sup> apresenta a participação de cada mês no total de etanol produzido durante a safra 2010/2011. Nela percebe-se que o mês de agosto é o de máxima produção, o que corresponde a 15% da produção total de 2010/2011. Desta forma, os carbodutos são dimensionados com capacidade para transportar mensalmente até 15% da oferta de etanol da safra de 2010/2011. A capacidade de vazão, calculada em kg/s, considera o regime de produção contínua, ou seja, que as usinas operam 24 horas durante o período de safra.

VAN DEN BROEK et al. (2013) apresentam estimativas da literatura com o valor de  $B_c$  entre 1400 e 1989 euros/m<sup>2</sup>, utilizando nos seus cálculos 1357 euros/m<sup>2</sup>. NETL (2010) apud KNOOPE et al. (2013) menciona 912 euros/m<sup>2</sup>; VAN DEN BROEK et al. (2010a) apud KNOOPE et al. (2013) sugerem 1788 euros/m<sup>2</sup>; HEDDLE et al. (2003) apud KNOOPE et al. (2013) apresentam 1200 euros/m<sup>2</sup>. Contudo, apenas para HEDDLE et al. (2003), este custo base inclui uma quantidade média de cruzamento de obstáculos (rodovias, rios e ferrovias). Já Element ENERGY (2010) apud KNOOPE et al. (2013) estimam  $B_c$  como 1605 (+/- 642) euros/m<sup>2</sup>, mas salientam que tais custos só são válidos para regiões planas de países desenvolvidos, sugerindo fatores de correção quando aplicados em outras condições topográficas ou regiões. Ressalta-se que todos estes custos são estimados para o ano de 2010.

Diante da considerável variação nas estimativas de  $B_c$ , nesta tese será utilizado o valor sugerido por VAN DEN BROEK et al. (2013), ou seja, 1357 euros/m<sup>2</sup>. Esta escolha se justifica pelo fato de os valores dos outros fatores que compõem a equação do custo de investimento (Eq.3.3) também derivarem desta fonte. Dessa maneira,

---

outro fator, cujo resultado é oposto a este. Este fator é a receita que pode ser alcançada com a venda adicional de CO<sub>2</sub>, que só será possível se houver capacidade de transporte.

<sup>54</sup> Empresa que comercializa informações de produção por safra, localização geográfica, razão social, volumes de produção de etanol e açúcar, entre outras características técnicas.

<sup>55</sup> Capítulo 2.

eventuais correlações entre o valor de  $Bc$  e de qualquer outro fator da equação 3.3 tendem a ser preservadas.

Visando converter a estimativa de  $Bc$  para moeda nacional, utilizam-se os dados disponibilizados por BANCO CENTRAL DO BRASIL (2014a), que informam que o valor médio de compra do euro em 2010 foi de 2,33 reais<sup>56</sup>. Como a estimativa de  $Bc$  é do ano de 2010, aplica-se a correção inflacionária ao valor de  $Bc$ . A taxa de inflação de 2010 foi de 5,91%, a de 2011 foi igual a 6,50% e a de 2012 5,84% (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b). A projeção de inflação para 2013 é de 6,00% (Banco Central do Brasil, 2014c). Aplicando estas taxas (câmbio e inflação) sobre o valor de  $Bc$  em euros de 2010, estima-se que o valor atual de  $Bc$  esteja em torno 4000 reais.

Uma limitação do ArcMap 10.0 é não considerar que o transporte pode ser feito reunindo vazões de destilarias próximas umas das outras num hub<sup>57</sup> e, em seguida, enviar a soma das vazões em um único carboduto. Em vez disso, o software constrói um caminho de mínimo custo ligando cada destilaria a um determinado campo de petróleo.

A economia de escala pode ser entendida através da análise da fórmula do cálculo da vazão. A vazão volumétrica é calculada através do produto entre a velocidade do gás e a área da seção transversal ao carboduto. Como o valor da área é proporcional a  $D^2$ , o aumento do diâmetro aumenta em proporção quadrática à vazão. Ou seja, supondo que diâmetro dobra, o custo de investimento ( $I$ ) (Eq .3.3) também dobra. No entanto, a duplicação do diâmetro quadruplica a vazão máxima do carboduto.

O anexo 2 mostra, numericamente, a economia de escala no custo de investimento dos carbodutos derivada do aumento da capacidade de vazão destes dutos.

Uma forma de contornar a limitação do Arcmap 10.0 em reconhecer a economia de escala associada ao aumento da vazão mássica dos carbodutos é propor hubs que recebam a oferta de CO<sub>2</sub> de um conjunto (cluster) de usinas que se localizem próximas umas das outras. Destes hubs projetam-se carbodutos de grande diâmetro até os campos de petróleo. Esta metodologia foi adotada, por exemplo, por VAN DEN BROEK et al. (2013).

---

<sup>56</sup>Valor médio de compra do euro ao longo do ano de 2010.

<sup>57</sup>Ponto de junção de vários carbodutos.

Assim, visando estimar as economias de escala associadas à rede de carbodutos, aplicou-se a seguinte metodologia para a sua construção:

- Organizaram-se as usinas em conjuntos, integrados por usinas localizadas próximas umas as outras (cluster de proximidade). Uma usina integra um conjunto se houver duas outras usinas<sup>58</sup> a menos 75 km dela;
- Aplicou-se uma ferramenta do ArcMap 10.0 para encontrar os pontos centrais dos polígonos formados pelos clusters de usinas. Tais pontos correspondem aos hubs dos clusters;
- Geraram-se no ArcMap 10.0 os caminhos de mínimo custo entre as usinas pertencentes a algum cluster e o hub do cluster em questão;
- Geraram-se no ArcMap 10.0 os caminhos de mínimo custo entre as usinas que não pertencem a nenhum cluster e a usina mais próxima a ela. Caso a usina mais próxima pertença a algum cluster, a ligação é feita com o hub do cluster em questão<sup>59</sup>.
- Garantiu-se que cada usina entregasse CO<sub>2</sub> para o mesmo campo de petróleo indicado como destino do CO<sub>2</sub> na simulação do sistema de transporte formado por carbodutos independentes<sup>60</sup> (um carboduto para cada usina).

Estações de recompressão são necessárias para carbodutos longos, visando compensar as perdas de pressão. Para carbodutos onshore devem-se instalar compressores a cada 100-200km (HEDDLE et al., 2003 apud KNOOPE et al., 2013; WILDENBORG et al., 2004 apud KNOOPE et al., 2013; PIJSESENS et al., 2008 apud KNOOPE et al., 2013). Para carbodutos offshore, estações de recompressão são evitadas, aumentando-se a pressão de entrada e o diâmetro dos carbodutos (DAMEN et al., 2007 apud KNOOPE et al., 2013). Para VAN DEN BROEK et al. (2010b) apud KNOOPE et al. (2013) a queda máxima de pressão ao longo do carboduto deve ser de 3

---

<sup>58</sup>Cada uma destas duas usinas deve estar a menos de 75 km da usina candidata à inclusão num cluster.

<sup>59</sup>Exceção à esta regra ocorreu com o hub do cluster inferior central (FID- 48), em que as ligações entre este cluster e as usinas ao Norte foram realizadas através da usina de ordem 25. Isto se deve ao fato de esta usina estar mais próxima do que o seu hub das usinas com as quais as conexões foram realizadas (usinas de ordem 20 e 47). Além disso, a distância entre a usina de ordem 25 e o hub dela é significativa.

<sup>60</sup>Esta restrição visa permitir a comparação dos custos de investimento para cada usina nos casos com carbodutos independentes e com rede de carbodutos.

MPa. Considerando que a pressão caia a taxa de 20Pa/m (tabela 3-3), é necessária a instalação de compressores a cada 150 km.

KNOOPE et al. (2013) revisam diversos modelos de cálculo do custo de investimento em estações de recompressão. CHANDEL et al. (2010) apud KNOOPE et al. (2013) apresentam um modelo que aproxima o custo dos compressores ao de bombas numa instalação industrial pré-existente, o que subestima o custo para instalar compressores em locais sem infraestrutura. Já WILDENBORG et al. (2004) apud KNOOPE et al. (2013) e PIJSESENS et al. (2008) apud KNOOPE et al. (2013) assumem um valor constante para o custo de investimento, independentemente da capacidade do compressor, o que parece irreal. ELEMENTENERGY (2010) apud KNOOPE et al. (2013) apresenta um modelo cuja relação entre a capacidade do compressor e o custo de investimento é linear. PIJSESENS et al. (2008) apud KNOOPE et al. (2013) utilizam o custo de compressores iniciais como aproximação do custo de estações de recompressão. No entanto, o custo de compressão é consideravelmente maior do que o de bombeamento<sup>61</sup> (IEAGHG, 2002 apud KNOOPE et al., 2013; MCCOLLUM & OGDEN, 2006 apud KNOOPE et al., 2013). IEAGHG (2002) apud KNOOPE et al. (2013) desenvolve um modelo que considera economias de escala derivadas do aumento da capacidade da estação de recompressão. Este último parece um modelo razoável e será utilizado nesta tese, sendo apresentado na equação 3.7.

A análise da equação 3.7 permite identificar a existência de economias de escala, já que uma parcela da equação é formada por um valor constante (0,71), ou seja, o aumento da potência da estação de recompressão não aumenta a parcela constante do custo, que é representado pela equação 3.7. Decorre disso, por exemplo, que a triplicação da potência da estação de recompressão eleva o custo de investimento para um valor menor do que o triplo do custo da estação de recompressão inicial.

$$I = (W * 12 + 0,71) * 10^6 \text{ (Eq. 3.7)}$$

Onde:

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

---

<sup>61</sup> Cabe salientar que as estações de recompressão são projetadas para bombear o CO<sub>2</sub>, já que a pressão de entrada do gás nestas estações está projetada para ser igual a 80 bar. Isto difere da compressão inicial, cujo trabalho consiste em levar o gás da pressão atmosférica à 110 bar.

$W$  ... capacidade da estação de recompressão ( $MW_e$ )

IEAGHG (2002) apud KNOOPE et al. (2013), ELEMENTENERGY (2010) apud KNOOPE et al. (2013), CHANDEL et al. (2010) apud KNOOPE et al. (2013), WILDENBORG et al. (2004) apud KNOOPE et al. (2013) e MCCOLLUM & OGDEN (2006) apud KNOOPE et al. (2013) calculam a capacidade instalada que as estações de recompressões devem ter, com base na diferença entre a pressão de entrada e de saída nestas estações. A equação 3.8 (KNOOPE et al., 2013) apresenta a fórmula para este cálculo.

$$W = \frac{m}{\rho} * \frac{(P_{saída} - P_{entrada})}{n_{compressor}} \quad (\text{Eq. 3.8})$$

Onde:

$W$  ... capacidade da estação de recompressão ( $MW_e$ )

$m$  ... vazão mássica de  $\text{CO}_2$  ( $\frac{\text{kg}}{\text{s}}$ )

$\rho$  ... densidade ( $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ )

$P_{saída}$  ... pressão na saída da estação de recompressão (MPa)

$P_{entrada}$  ... pressão na entrada da estação de recompressão (MPa)

$n_{compressor}$  ... eficiência da estação de recompressão

### 3.3.3 Estimativas dos fluxos de caixa

Na equação 3.2, a receita gerada por cada uso é calculada pelo produto entre a quantidade e o preço da mercadoria que será ofertada.

Para calcular a receita da produção do EOR, há duas possibilidades, descritas na seção 3.3.1. Na primeira possibilidade, os investidores da infraestrutura de desidratação, compressão e transporte são as destilarias, e o retorno se baseia na receita da venda de  $\text{CO}_2$  à empresa de petróleo. Na segunda possibilidade o investidor de toda a

infraestrutura é a empresa de petróleo, e o retorno se baseia na receita da venda de petróleo que é produzido devido à injeção de CO<sub>2</sub>.

Portanto, na primeira possibilidade, o preço considerado é o preço de venda do CO<sub>2</sub> e a quantidade de produto é a massa de CO<sub>2</sub> comercializada. Já, na segunda possibilidade, o preço considerado é o preço de venda do petróleo e a quantidade de produto é a massa de petróleo que é produzido devido à injeção de CO<sub>2</sub>.

Além da receita, a equação 3.2 também apresenta os custos de operação e manutenção, energéticos e impostos como dados de entrada para o cálculo do fluxo de caixa.

Conforme discutido, os carbodutos são dimensionados para atender a oferta máxima de CO<sub>2</sub> da safra 2010/2011.

Quando se considera que as destilarias são os agentes que investem na infraestrutura, as estimativas das receitas do projeto derivam do produto entre a oferta de CO<sub>2</sub> e o preço de comercialização do CO<sub>2</sub>. A oferta de CO<sub>2</sub> é calculada pelo produto da massa de etanol produzido na safra 2010/2011 pela razão mássica entre o CO<sub>2</sub> e o etanol na reação que representa a fermentação (equação 2.1). As metodologias usadas para estimar a produção de etanol das destilarias incluídas na análise estão detalhadas no anexo 3 (tabela A3-1) e se referem à safra de 2010/2011.

A tabela 3-4 apresenta as estimativas do volume de CO<sub>2</sub> emitido pelo processo de fermentação de cada usina na safra 2010/2011.

**Tabela 3-4: Volume de CO<sub>2</sub> por usina**

<b>Ordem da usina</b>	<b>Estimativa de produção de etanol na safra 2010/2011 (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Emissões de CO<sub>2</sub> da fermentação na safra 2010/2011 (t)</b>
1	26678	20134
2	16091	12144
3	5920	4468
4	24081	18174
5	16098	12149
6	113844	85917
7	39911	30121
8	4623	3489
9	10756	8118
10	33028	24926
11	16910	12761
12	17853	13473
13	307	232
14	8000	6038
15	44922	33903
16	57266	43218
17	36858	27816
18	76892	58030
19	4302	3247
20	80635	60854
22	78967	59596
23	1236	932
24	35388	26707
25	48020	36240

28	54133	40854
29	117913	88988
30	65151	49169
31	76059	57401
32	53451	40339
34	16022	12091
36	58319	44013
39	99661	75213
40	42000	31697
41	104585	78929
42	47209	35628
43	141022	106428
45	24943	18824
47	198359	149699
49	174915	132007
51	9544	7202
52	77867	58765
53	79293	59842
54	146411	110495
56	60703	45812
57	31560	23818
59	68613	51782

Em geral, há dois tipos de estimativas de preço de venda do CO<sub>2</sub>: na porta do gerador de CO<sub>2</sub> ou na porta do consumidor de CO<sub>2</sub>. No primeiro caso, temos o preço pago às plantas de produção de amônia nos EUA: entre US\$ 3 e US\$ 15/t de CO<sub>2</sub>. Outro exemplo é o da planta de etanol Cardinal Ethanol LLC, que assinou em março de 2010 um contrato para venda de 40.000 t de CO<sub>2</sub> ao preço de US\$ 5/t, sendo o transporte pago pelo comprador (CHEMICAL ECONOMICS HANDBOOK, 2010 apud PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). No segundo caso, preços típicos de venda do CO<sub>2</sub> situam-se entre US\$ 9 e US\$ 26/t CO<sub>2</sub>. Em 2009 a planta de gasificação da Dakota Great Plains Synfuels faturou US\$ 53,2 milhões entregando CO<sub>2</sub> no Canadá, a quase

330 km, a US\$ 19/t (CHEMICAL ECONOMICS HANDBOOK, 2010 apud PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). Baseado no fato de que a oferta deste gás aumentará mais do que a demanda, estes valores são considerados os limites superiores de preço de CO<sub>2</sub> no mercado (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). Além disso, considera-se que tais valores se referem ao ano de publicação das estimativas: 2010.

WEHNER (2011) apud WILLIAMS (2013) indica que durante o quadriênio 2008-2011 o preço de mercado do CO<sub>2</sub> para EOR na cidade de Denver (EUA), em US\$/mil pés cúbicos, variou entre 1,4% e 3,3% do preço do petróleo WTI, dado em US\$/barril. Em US\$/t, o preço do CO<sub>2</sub> variou entre 26,5% e 63,4% do preço de um barril de petróleo (44,4% em média).

Segundo ANP (2014c), os preços mínimos de petróleo dos campos Parati e Cachalote em janeiro de 2014 alcançaram R\$ 1562 e R\$ 1512 por tonelada, respectivamente<sup>62</sup>. Utilizou-se o limite mais conservador proposto por WEHNER (2011) apud WILLIAMS (2013) para calcular o preço do CO<sub>2</sub> (26,5%)<sup>63</sup>). Deste modo, estima-se que o preço mínimo do CO<sub>2</sub> para aplicações de EOR poderia chegar a cerca de R\$ 59/t para uso no campo de Cachalote e a R\$ 60/t para uso no campo de Parati. Para simplificar os cálculos será considerado o preço de R\$ 60/t para ambos os campos.

O produto entre o preço do CO<sub>2</sub> e o volume deste gás que é emitido pelo processo de fermentação de cada destilaria (tabela 3-4) leva à estimativa de receita para cada usina. Tais estimativas se baseiam no pressuposto de que serão as destilarias que investirão na infraestrutura de desidratação, compressão e transporte do CO<sub>2</sub> até os campos de petróleo.

Quando se considera que as empresas de petróleo são os agentes que investem na infraestrutura, as estimativas das receitas do projeto derivam do produto entre o volume adicional de petróleo que passa a ser ofertado em virtude da injeção de CO<sub>2</sub> e o preço de

---

<sup>62</sup>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).

<sup>63</sup>Cabe observar que WILLIAMS (2013) utiliza 44,4% do preço do barril de petróleo para calcular o preço de venda do CO<sub>2</sub> para uso em EOR.

comercialização do petróleo. O volume adicional de petróleo, que passa a ser ofertado em virtude da injeção de CO<sub>2</sub>, é calculado utilizando-se a taxa de armazenamento de 1,4 t de CO<sub>2</sub> por tonelada de petróleo produzido (RAVAGNANI, 2007). Supondo que todo o volume de CO<sub>2</sub> emitido na fermentação seja injetado (tabela 3-4), calcula-se a massa adicional de petróleo produzido. Estimando que o preço de venda do petróleo seja igual a R\$ 1512/t, que é o preço mínimo do petróleo do campo de Cachalote (ANP, 2014c), conclui-se que cada tonelada de CO<sub>2</sub> armazenado gere uma receita de R\$ 1107<sup>64</sup>, derivada da venda do petróleo adicional produzido devido à injeção de CO<sub>2</sub> no poço.

O produto entre o preço do petróleo e o volume deste líquido que é produzido pelo processo de EOR-CO<sub>2</sub> leva à estimativa de receita para a empresa de petróleo. Tal estimativa se baseia no pressuposto de que será a empresa de petróleo que investirá na infraestrutura de desidratação, compressão, transporte e injeção do CO<sub>2</sub>.

Custos de O&M associados à EOR são típicos das etapas de desidratação e compressão, do transporte e da injeção. O caso que possui as destilarias como os agentes investidores só exige a consideração dos custos associados à desidratação, compressão e ao transporte, já que o preço usado no cálculo da receita da venda de CO<sub>2</sub> para EOR é o preço pago pelas empresas de petróleo. Isto quer dizer que os custos de injeção (estocagem) são assumidos pelas empresas de petróleo, e não são incluídos nos cálculos dos fluxos de caixa dos carbodutos. Já o caso que caracteriza o investimento sendo realizado pela empresa de petróleo exige a inclusão do custo de O&M da injeção. Isto porque, neste caso, a receita deriva da venda do petróleo, e não apenas a venda do CO<sub>2</sub> à empresa de petróleo.

Os custos de desidratação e compressão estão disponíveis na literatura em US\$ ou €/ t de CO<sub>2</sub> (DAHOWSKI & DOOLEY, 2008, BONIJOLY et al., 2009, MILMO, 2010). O custo de injeção também é disponibilizado em US\$ ou €/ t de CO<sub>2</sub> (MIDDLETON et al., 2012; KNOOPE et al., 2013). O custo dado em US\$ ou €/ t de CO<sub>2</sub> é conhecido como custo nivelado, e não considera apenas um custo de O&M, mas inclui também o custo de capital associado a estas etapas. Portanto, os custos associados

---

<sup>64</sup>Este valor deriva da divisão de R\$ 1512/t de petróleo produzido por 1,36 tonelada de CO<sub>2</sub> injetado por tonelada de petróleo produzido. O valor 1,4 tonelada de CO<sub>2</sub> injetado por tonelada de petróleo produzido resulta do arredondamento do primeiro.

à desidratação, compressão e injeção serão considerados numa seção particular (seção 3.3.4).

Há um conjunto de estimativas do custo de operação e manutenção (O&M) de carbodutos e de estações de recompressão<sup>65</sup>. Vale salientar que estas estações de recompressão se referem aos compressores instalados ao longo dos carbodutos, já que o custo de O&M da compressão que é realizada antes de o CO<sub>2</sub> entrar no duto é considerado associado ao custo de desidratação, sendo tratado na seção 3.3.4. Tendo em vista que para dimensionar e calcular os custos de investimento dos carbodutos e das estações de recompressão utilizaram-se equações e valores de parâmetros citados por VAN DEN BROEK et al. (2010; 2010b; 2013), optou-se por também utilizar a estimativa de VAN DEN BROEK et al. (2010b) para o cálculo dos custos de O&M dos carbodutos e das estações de recompressão. Segundo VAN DEN BROEK et al. (2010b), o custo anual de operação e manutenção de cada carboduto ou estação de recompressão (exclusive o custo da energia elétrica, no caso da estação derecompressão) totaliza 3,5% do custo de investimento de cada um destes ativos.

Como o custo de O&M divulgado por VAN DEN BROEK et al. (2010b) não inclui o custo da energia elétrica consumida pela estação de recompressão, é necessário calcular o custo da energia separadamente. O consumo de energia elétrica das estações de recompressão pode ser calculado dividindo-se a potência das estações(W) pela vazão mássica (m). A equação 3.9 mostra tal cálculo.

$$E = \frac{1}{\rho} * \frac{(P_{saída} - P_{entrada})}{n_{compressor}} \quad (\text{Eq. 3.9})$$

---

<sup>65</sup>Estimativas para o custo anual de O&M de carbodutos são: 1,5% do custo de capital (ELEMENTENERGY, 2010 apud KNOOPE et al., 2013); 2,0% do custo de capital (DAHOWSKI et al., 2004 apud KNOOPE et al., 2013; CHANDEL et al., 2010 apud KNOOPE et al., 2013); 2,5% do custo de capital (MCCOLLUM & OGDEN, 2006 apud KNOOPE et al., 2013; DAHOWSKI et al., 2009 apud KNOOPE et al., 2013); 3,0% do custo de capital (WILDENBORG et al., 2004 apud KNOOPE et al., 2013); 4,0% do custo de capital (GAO et al., 2011 apud KNOOPE et al., 2013; OGDEN et al., 2004 apud KNOOPE et al., 2013). Já para os custos de O&M dos compressores, as principais estimativas são: 1,5% do custo de capital (RUBIN et al., 2008 apud KNOOPE et al., 2013); 4,0% do custo de capital (CHANDEL et al., 2010 apud KNOOPE et al., 2013; MCCOLLUM & OGDEN, 2006 apud KNOOPE et al., 2013); 5,0% do custo de capital (ELEMENTENERGY, 2010 apud KNOOPE et al., 2013; WILDENBORG et al., 2004 apud KNOOPE et al., 2013).

Utilizando-se como valores dos parâmetros da equação 3.9  $\rho=800 \text{ kg/m}^3$ ;  $p_{\text{saída}} = 11 \text{ MPa}$ ;  $p_{\text{entrada}} = 8 \text{ MPa}$ ;  $n_{\text{compressor}} = 0,75$  (VAN DEN BROEK et al., 2010a,b apud KNOOPE et al., 2013; KNOOPE et al., 2013), estima-se em 1,39 kWh/tCO<sub>2</sub> a quantidade de energia elétrica consumida pelas estações de recompressão. Estas estações de recompressão garantem que a pressão seja igual a pelo menos 8 MPa ao longo do carboduto.

Considera-se que o custo da energia para a recompressão equivale ao custo de oportunidade de venda desta 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).

Dentre os impostos que incidem sobre a venda de CO<sub>2</sub> para EOR, sobre a venda de petróleo, metanol ou ureia estão o imposto sobre produtos industrializados (IPI), imposto de renda sobre pessoa jurídica (IRPJ), contribuição social sobre lucro líquido (CSLL), contribuição para o PIS/PASEP, contribuição para o financiamento da seguridade social (Cofins) (RECEITA FEDERAL, 2014). Além destes impostos federais, ainda há o imposto sobre circulação de mercadorias e serviços (ICMS), que costuma ser cobrado por cada Estado.

O lucro deve ser a base de cálculo do IRPJ e da CSLL (RECEITA FEDERAL, 2014). Dada a dificuldade de estimar o lucro, de estimar as diferentes alíquotas de ICMS que devem ser aplicadas, dependendo do estado onde o CO<sub>2</sub> será gerado, e de estimar a alíquota de cada um dos outros impostos federais para o CO<sub>2</sub> e o petróleo, decidiu-se utilizar, sobre estes produtos, uma estimativa agregada da carga tributária média que incide sobre o faturamento do setor de combustíveis no Brasil.

Segundo AMARAL & OLENIKE (2003) apud CAVALCANTI (2006), a carga tributária sobre o setor de combustíveis no ano de 2002 chegou a 31,6% do faturamento do setor. Em média, 33% do faturamento das empresas brasileiras se destina ao pagamento de tributos (PORTAL TRIBUTÁRIO, 2014).

Desta forma, após calcular as receitas da venda de CO<sub>2</sub> ou de petróleo, estes valores são multiplicados por 70%. Tal operação visa considerar a carga tributária nos cálculos de viabilidade de mercado da comercialização deste gás pelas destilarias às empresas de petróleo, ou de viabilidade de mercado da comercialização do petróleo

produzido via injeção pela empresa de petróleo que decidir investir na infraestrutura para implantar a recuperação avançada.

A metodologia desenvolvida nesta seção (3.3.3) permite estimar a quantidade, o preço, os custos de O&M, energia e impostos associados à venda de CO<sub>2</sub> pelas destilarias às empresas de petróleo. Esta metodologia também permite estimar os valores destas mesmas variáveis que estão associados à venda de petróleo adicional produzido via injeção pela empresa de petróleo, caso seja ela o investidor na infraestrutura. A determinação dos valores destas variáveis permite, através da equação 3.2, calcular o fluxo de caixa para cada usina que optar comercializar o CO<sub>2</sub>, ou o fluxo de caixa da empresa de petróleo que decidir investir na infraestrutura para a recuperação avançada de petróleo.

### **3.3.4 Custos de desidratação e compressão e custos de injeção**

Os custos de desidratação e compressão e os de injeção estão disponíveis na literatura em US\$/t de CO<sub>2</sub>, ou seja, estão disponíveis na forma de custo nivelado. Assim, obteve-se o valor do custo anual para cada usina desidratar e comprimir o CO<sub>2</sub> ( $C_{dc}$  na equação 3.2) através do produto entre as emissões anuais e o custo de desidratação e compressão por tonelada de CO<sub>2</sub>. O cálculo do custo anual de injeção, arcado pela empresa de petróleo, é realizado usando a mesma metodologia usada para calcular o custo anual de desidratação e compressão.

Conforme apresentado na seção 2.2.1 (capítulo 2), estimativas do custo nivelado de desidratação e compressão variam entre US\$ 6 e 12/t (DAHOWSKI & DOOLEY, 2008; BONIJOLY et al., 2009; MILMO, 2010). Segundo MIDDLETON et al. (2012), o custo nivelado da injeção (estocagem geológica) apresenta uma dispersão elevada. Tais autores estimam que este custo possa 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) apontam que o custo de injeção varia entre 4 e 10 €<sub>2010</sub> por tonelada de CO<sub>2</sub>.

Visando construir cenários conservadores e otimistas, considera-se:

- Nos cenários conservadores, um custo de desidratação e compressão de R\$ 25 por tonelada de CO<sub>2</sub> (DAHOWSKI e DOOLEY, 2008, BONIJOLY et al., 2009,

MILMO, 2010)<sup>66</sup> e um custo de injeção de R\$ 29 por tonelada de CO<sub>2</sub> (MIDDLETON et al., 2012; KNOOPE et al., 2013)<sup>67</sup>.

- Nos otimistas, um custo de desidratação e compressão de R\$ 18 por tonelada de CO<sub>2</sub> (DAHOWSKI e DOOLEY, 2008, BONIJOLY et al., 2009, MILMO, 2010)<sup>68</sup> e um custo de injeção de R\$ 20 por tonelada de CO<sub>2</sub> (MIDDLETON et al., 2012; KNOOPE et al., 2013)<sup>69</sup> ;

Os resultados das análises de viabilidade de mercado dependem de quão otimista ou pessimista são as estimativas das variáveis envolvidas nas análises. Além da variação dos custos de desidratação e compressão e de injeção, a construção dos cenários otimistas e pessimistas também contou com variações na taxa de desconto. Além disso, no caso do EOR, decidiu-se avaliar a viabilidade de mercado diante de duas hipóteses diferentes quanto aos agentes investidores na infraestrutura para EOR: destilarias ou empresa de petróleo. A tabela 3-5 resume os cenários de uso para EOR que terão os resultados de viabilidade de mercado apresentados no capítulo 5.

---

<sup>66</sup>Considerando que o custo de US\$ 12 por tonelada de CO<sub>2</sub> desidratado e comprimido (tabela 2.1) esteja em dólares de 2010, multiplica-se este valor pelas taxas de câmbio e de inflação, encontrando-se o valor atual em reais (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b).

<sup>67</sup>Considera-se um custo de injeção de 10 €<sub>2010</sub> por tonelada de CO<sub>2</sub>. Multiplica-se este 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).

<sup>68</sup>Considerando que o custo de US\$ 8 por tonelada de CO<sub>2</sub> desidratado e comprimido (tabela 2.1) esteja em dólares de 2010, multiplica-se este valor pelas taxas de câmbio e de inflação, encontrando-se o valor atual em reais (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b).

<sup>69</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 este 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).

**Tabela 3-5: Cenários para análise de viabilidade de mercado**

Cenário	Uso do CO <sub>2</sub>	Investidor na infraestrutura para EOR	Taxa de desconto (%) a.a)	Custo de desidratação e compressão (R\$/t)	Custo de injeção (R\$/t)
GOR <sub>1</sub> (pessimista)	GOR	Destilarias	15	25	Não se aplica <sup>1</sup>
GOR <sub>2</sub> (otimista)	GOR	Destilarias	8	18	Não se aplica <sup>1</sup>
GOR <sub>3</sub> (pessimista)	GOR	Empresa de petróleo	15	25	29
GOR <sub>4</sub> (otimista)	GOR	Empresa de petróleo	8	18	20

**Nota:**<sup>1</sup>As destilarias vendem o CO<sub>2</sub> à empresa de petróleo que arca com o custo de injeção.

Este capítulo iniciou apresentando uma metodologia para a seleção de um conjunto de usos de CO<sub>2</sub> promissores. Tal metodologia levou em conta critérios como a maturidade tecnológica e a demanda mundial de CO<sub>2</sub> derivada destes usos. Em seguida, apresentou metodologias para realizar análises de viabilidade técnica dos usos selecionados. Por fim, apresentou uma metodologia para analisar a viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para EOR. O próximo capítulo (4) apresenta metodologias para realizar análises de viabilidade de mercado dos usos de CO<sub>2</sub> para a produção de metanol ou ureia. Os resultados da implementação de cada uma destas metodologias são apresentados no capítulo 5.

# **Capítulo 4- Metodologia para análise de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para produção de metanol ou ureia**

Este capítulo apresenta as metodologias aplicadas para avaliar as viabilidades de mercado da produção de metanol e de ureia.

Assim como no caso do uso de CO<sub>2</sub> para EOR (seção 3.3), as análises de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para produção de metanol e de ureia se baseiam no cálculo do Valor Presente Líquido (VPL), representado pela solução da equação 3.1 (capítulo 3).

## **4.1 Estimativas de n, n<sub>1</sub> e i associados à produção de metanol ou ureia**

MEERMAN et al. (2012) constroem cenários para avaliar a viabilidade econômica de sistemas de gasificação operando com diferentes tipos de biomassa e carvão e gerando energia elétrica, gasolina, diesel, metanol e/ou ureia. Para isto, os autores consideram um tempo de 3 anos para a construção destes sistemas, sendo o custo de capital igualmente distribuído ao longo deste período.

MEERMAN et al. (2012) apresentam diversos cenários de avaliação econômica, considerando em alguns deles tempo de vida de 20 anos e, em outros, 30 anos para os equipamentos.

HAMELINCK et al. (2004) analisam a viabilidade técnica e econômica da produção de combustíveis, via reação de Fischer-Tropsch, ou eletricidade, baseado na gasificação da biomassa. Os autores consideram uma vida técnica de 25 anos para os equipamentos.

SOLTANIEH et al. (2012) apresentam o custo de capital e por unidade de produto de um sistema que produz metanol a partir da hidrogenação do CO<sub>2</sub>. O CO<sub>2</sub> é proveniente dos gases de exaustão de uma planta termelétrica a gás natural. O H<sub>2</sub> é gerado pela eletrólise da água, sendo usada energia elétrica de fonte eólica nesta etapa.

A eletrólise também produz O<sub>2</sub>, que é fornecido à planta de gás natural para o processo de oxicombustão. SOLTANIEH et al. (2012) utilizam uma vida de 25 anos na análise de viabilidade econômica que realizam.

DANTAS (2013), em suas análises de investimentos no setor sucroalcooleiro, utiliza três taxas de desconto anuais: 8,5% para recursos financiados pelo BNDES, 12% para investimentos com recursos próprios na geração de eletricidade e 16% para investimentos com recursos próprios na produção do etanol. Considera-se que o setor sucroalcooleiro investirá na infraestrutura necessária à produção de metanol e ureia a partir do uso de CO<sub>2</sub>.

Para cada uso de CO<sub>2</sub> (produção de metanol ou ureia) construíram-se dois cenários de análise de viabilidade econômica: um que não considera a existência de subsídio à estes investimentos<sup>70</sup> e aplica uma taxa de desconto compatível com a maior taxa utilizada pelo setor sucroalcooleiro, e outro que considera haver certo nível de subsídio, o que leva a adoção de uma taxa de desconto social.

A tabela 4-1 apresenta os valores de n, n<sub>1</sub> e i que são substituídos na equação 3.1 para calcular os VPL dos investimentos na produção de metanol ou ureia.

---

<sup>70</sup>1- investimento na produção de metanol ou ureia e taxa de desconto sem subsídio; 2- investimento na produção de metanol ou ureia e taxa de desconto com subsídio.

**Tabela 4-1: Valores de n,  $n_1$  e i**

Variável	Valor
$n_1$	3 anos
n	28 anos
i	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 15% (sem subsídio)</li> <li>8% (com subsídio ou taxa social)</li> </ul>

Fontes: MEERMAN et al., 2012; HAMELINCK et al., 2004; SOLTANIEH et al., 2012; DANTAS, 2013

#### **4.2 Custos de capital (I) associados à produção de metanol**

A análise de viabilidade de mercado da produção de metanol ou ureia considerou as mesmas usinas envolvidas na análise do uso de CO<sub>2</sub> para EOR. Tal seleção se justifica por haver maior disponibilidade de dados para estas usinas. Com isto, também é possível comparar a viabilidade de mercado do EOR com a da produção de metanol e com a da produção de ureia.

É suposto que toda a oferta potencial de energia elétrica excedente (gerada com repotenciação das usinas) seja consumida para produzir metanol ou ureia. Portanto, é a disponibilidade de energia elétrica excedente que limitará o potencial de produção deste combustível ou da ureia.

DANTAS (2013) apresenta o custo de capital da instalação do sistema de cogeração capaz de gerar 155 kWh de energia elétrica excedente por tonelada de cana processada<sup>71</sup>. Dada a economia de escala, o custo de capital por kW de potência instalada varia com a quantidade de cana que a usina é capaz de moer. DANTAS (2013) calcula custos de capital para quatro portes de usinas, de acordo com a capacidade de moagem<sup>72</sup>, mas considera o caso em que apenas o bagaço é usado na cogeração. O custo

---

<sup>71</sup>Tal sistema foi descrito na seção 2.3.

<sup>72</sup>1,0 milhão de t/ano; 2,0 milhões de t/ano; 2,5 milhões de t/ano e 3,0 milhões de t/ano.

de capital considerando o uso de 50% da palha é calculado apenas para a usina de maior porte (capacidade de moagem de 3,0 milhões de t/ano). Dado que, quando se considera o uso de 50% da palha, o custo de capital por kW de potência instalada se reduz em 14% (DANTAS, 2013), esta porcentagem foi utilizada na estimativa do custo de capital das usinas de menor porte. Além disso, segundo DANTAS (2013), quando também se usa 50% da palha, a potência instalada da usina aumenta em 54%. Tal porcentagem também foi utilizada para o cálculo da potência instalada das usinas, levando em conta que se deseja estimar os custos para todas as usinas considerando a queima de 50% da palha. Destaca-se, ainda, que o custo apresentado por DANTAS (2013) foi atualizado aplicando-se a taxa de inflação de 2013 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b). A tabela 4-2 apresenta a potência instalada e o custo de capital por unidade de potência instalada para quatro portes de usinas.

**Tabela 4-2: Potência instalada e o custo de capital por unidade de potência instalada**

Escala de moagem (milhões de t/ano)	1,0	2,0	2,5	3,0
Potência instalada após a repotenciação (MW)	43	82	100	122
Custo do investimento (R\$/kW)	2952	2416	2307	2177

Fontes: DANTAS, 2013; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b

Para o cálculo do custo de capital da repotenciação de cada usina foi considerado:

- A necessidade de 41 MW de potência instalada/ milhão de tonelada de cana moída (tabela 4-2);

- Para o cálculo da quantidade de cana que cada usina moeu, utilizou-se 24,94 t de cana/m<sup>3</sup> de etanol produzido. Este índice foi calculado com base na massa de cana moída e no volume de etanol produzido no Centro-Sul na safra 2012/2013, segundo dados da UNICA (2014);

A tabela 4-3 apresenta o custo de capital associado à repotenciação de cada usina. Os valores da tabela 4-3 derivam das informações apresentadas na tabela 4-2.

**Tabela 4-3: Custo de capital por kW de potência instalada**

Moagem (milhões de t)	até 1,00	1,01- 2,00	2,01- 2,50	acima de 2,51
<b>Custo de investimento (R\$/kW)</b>	2952	2416	2307	2177

Fontes: DANTAS, 2013; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b

O produto entre o custo de capital por unidade de potência instalada e a potência instalada por cada usina gera a estimativa do custo de capital da repotenciação.

Diante do fato de a eletrólise ser a tecnologia que não gera CO<sub>2</sub> quando a energia elétrica é proveniente de fonte renovável, a produção de H<sub>2</sub> que pode servir de matéria-prima para a fabricação de metanol ou ureia será considerada gerada através da eletrólise.

A eletrólise é um processo energointensivo (OLAH et al., 2009), que consiste na passagem de uma corrente elétrica contínua através de uma solução iônica.

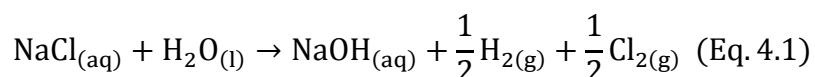
Há dois tipos principais de eletrolisadores: convencionais e avançados. Os convencionais utilizam um meio condutor iônico (GAMBETTA & SILVA, 2008). SHREVE & BRINK JR. (2008) mencionam que tal meio é composto por uma solução de NaOH a 15%, enquanto GAMBETTA & SILVA (2008) afirmam que o meio mais utilizado é composto por solução de KOH, já que este é o condutor de menor resistência iônica. Os eletrolisadores convencionais são do tipo monopolar ou bipolar. No monopolar cada eletrodo produz apenas um tipo de gás (H<sub>2</sub> ou O<sub>2</sub>), enquanto no bipolar cada face do eletrodo produz um gás diferente (GAMBETTA & SILVA, 2008). Um

diafragma de amianto separa os compartimentos dos eletrodos (monopolar) (SHREVE & BRINK JR., 2008) ou as faces do eletrodo (bipolar), evitando a mistura de gases.

Os eletrolisadores avançados possuem um eletrólito sólido, uma fina membrana polimérica, que também serve como membrana separadora dos gases (GAMBETTA & SILVA, 2008). Apesar de mais compactos, os eletrolisadores avançados apresentam custos mais elevados, menor capacidade, eficiência e tempo de vida do que os convencionais (IEA, 2006).

Uma terceira alternativa tecnológica se refere à eletrólise a alta temperatura. Este eletrolisador baseia-se na pilha a combustível a óxido sólido, que opera entre 700 e 1000º Celsius. Nesta temperatura as reações são mais reversíveis, podendo ser revertidas mais facilmente às reações da eletrólise. A maior vantagem desta tecnologia consiste no fato de a elevada temperatura reduzir significativamente a quantidade de energia elétrica necessária à eletrólise. O maior desafio desta tecnologia é desenvolver materiais cerâmicos funcionais capazes de suportar temperaturas elevadas (IEA, 2006).

A eletrólise da H<sub>2</sub>O em solução salina é aplicada na indústria de soda-cloro. BASTOS (2011) discute medidas de redução dos custos energéticos para esta indústria no Brasil. O autor mostra que o H<sub>2</sub> é um coproducto deste processo. A equação 4.1 ilustra a reação global deste processo.



MELAINA & PENEV (2013) desenvolvem um modelo, denominado Hydrogen Station Cost Calculator (HSCC), que projeta o custo de capital e de operação e manutenção (exclusive energia) da produção de hidrogênio ao longo do tempo. Tais estimativas refletem o custo médio das tecnologias que tendem a dominar o mercado, ou seja, os valores estimados incluem a produção centralizada<sup>73</sup> e localizada de H<sub>2</sub> através da reforma a vapor do metano ou da eletrólise da H<sub>2</sub>O. Além disso, o modelo leva em conta a redução do custo ao longo do tempo em função do aprendizado e do acúmulo de experiência com as tecnologias.

---

<sup>73</sup>A produção centralizada inclui os custos dos terminais de recebimento de H<sub>2</sub> e dos caminhões para o transporte do H<sub>2</sub> até as estações comercializadoras.

MELAINA & PENEV (2013) comparam as estimativas geradas no HSCC às do Departamento de Energia dos EUA (DOE), provenientes do modelo intitulado H2A e atualizadas em 2012, aos resultados do estudo conhecido como Transition Analysis Study, desenvolvido por OGDEN & NICHOLAS (2011) apud MELAINA & PENEV (2013) (também atualizados para o ano de 2012) e aos custos estimados de estações de produção de H<sub>2</sub> que seriam instaladas na Califórnia entre 2009 e 2013, divulgados pela California Energy Comission (CEC) (CEC, 2012 apud MELAINA & PENEV, 2013; CEC, 2013a apud MELAINA & PENEV, 2013). Com exceção das estimativas geradas no HSCC, as provenientes de outras fontes são separadas por tipo de tecnologia, ou seja, há valores diferentes para a produção via reforma do metano, via eletrólise, produção centralizada ou localizada.

Tendo em vista que o interesse desta tese é calcular o custo da produção localizada de H<sub>2</sub> via eletrólise, a tabela 4-4 apresenta o resumo das estimativas de custos para esta tecnologia. Os custos foram originalmente fornecidos em US\$. A conversão em reais considerou que, com exceção da última fonte (CEC, 2013a apud MELAINA & PENEV, 2013), todos os outros custos foram dados em US\$ de 2012, que é o ano da realização ou atualização das estimativas. Como a estimativa de CEC (2013a) apud MELAINA & PENEV (2013) é divulgada em 2013, considerou-se que este custo foi dado em US\$ de 2013. A conversão consistiu na multiplicação dos valores em US\$ pela taxa de câmbio média do ano da estimativa e, em seguida, na multiplicação deste resultado pela inflação do Real desde a data da estimativa<sup>74</sup> até o fim do ano de 2013 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b).

---

<sup>74</sup>Para efeitos de cálculos, a data da estimativa é considerada 01/01/ano da estimativa.

**Tabela 4-4: Estimativas do custo de capital da produção localizada de H<sub>2</sub> via eletrólise**

<b>Fonte do custo</b>	<b>Ano de entrada em operação</b>	<b>Capacidade (kg de H<sub>2</sub>/dia)</b>	<b>Custo de capital da estação (R\$/kg/dia)</b>
HSCC (MELAINA & PENEV, 2013)	2011- 2012	160	36250
	2014-2016	450	13608
H2A (DOE, 2012 apud MELAINA & PENEV, 2013)	2015	400	11468
	2015	1000	9613
Transition Analysis Study (OGDEN & NICHOLAS, 2011 apud MELAINA & PENEV, 2013)	2012	100	70444
	2017	100	70444
	2012	400	28714
	2017	400	28714
	2012	1000	20258
	2017	1000	20258
CEC, 2012 apud MELAINA & PENEV, 2013	2013	100	46467
CEC, 2013a apud MELAINA & PENEV, 2013	2014	105	55305

Fontes: MELAINA & PENEV, 2013; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014;  
BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b

Como se nota na tabela 4-4, o custo de capital da eletrólise depende da capacidade de produção de H<sub>2</sub>. A capacidade de produção de H<sub>2</sub> é definida pela demanda deste gás, gerada pelo processo de produção de metanol ou ureia. A

capacidade de produção de metanol ou ureia é determinada pela razão entre a oferta de energia elétrica excedente e o consumo de energia elétrica pelo processo de produção de um destes insumos.

A disponibilidade da energia elétrica excedente, por sua vez, é limitada pela oferta de bagaço. Para cada uma das 44 usinas analisadas foi calculada a massa de cana moída na safra 2010/2011. Tal cálculo foi realizado multiplicando-se a estimativa (ou valor real) do volume de etanol produzido pela usina pelo resultado da razão entre a massa de cana moída e o volume de etanol produzido no Centro-Sul na safra 2012/2013, ambos apresentados por UNICA (2014).

O produto entre a massa da cana moída por uma destilaria e 155 kWh (DANTAS, 2013) resulta na quantidade de energia elétrica excedente que pode ser gerada pela usina analisada.

O cálculo do consumo de energia elétrica para produzir metanol considera todas as etapas, desde a produção de H<sub>2</sub>, passando pela compressão dos gases, e incluindo o consumo do processo químico para gerar metanol.

A tabela 4-5 apresenta um resumo do consumo de energia elétrica pelos principais processos de produção de H<sub>2</sub>.

**Tabela 4-5: Consumo de energia elétrica pelos principais processos de produção de H<sub>2</sub>**

<b>Processo</b>	<b>Fabricante da tecnologia: modelo</b>	<b>Consumo de Energia Elétrica (kWh/kg de H<sub>2</sub>)</b>	<b>Observações</b>
Eletrólise convencional ou avançada	n.d.	<50,0 <sup>1</sup>	Estado-da-arte
Eletrólise convencional	n.d.	56,6 <sup>2</sup>	Valor divulgado: 198 l/kWh. Conversão para massa considerou o H <sub>2</sub> seja gerado em condições normais de temperatura e pressão
Eletrólise convencional-monopolar	Avalence: Hydrofiller 175	60,5 <sup>3</sup>	-
Eletrólise convencional-bipolar	Norsk Hydro: Atmospheric Type No.5040 (5150 Amp DC)	53,5 <sup>3</sup>	-
Eletrólise convencional-bipolar	Teledyne: EC-750	62,3 <sup>3</sup>	-
Eletrólise convencional-	Stuart: IMET 1000	53,4 <sup>3</sup>	-

bipolar			
Eletrólise avançada	Proton: Hogen 380	70,1 <sup>3</sup>	-
Eletólise (tipo não divulgado)	n.d.	53,4 <sup>4</sup>	-
Produção de soda-cloro	n.d.	113,4 <sup>5</sup>	Consumo da indústria de soda-cloro brasileira em 2012 = <sup>5</sup> 3,2 MWh/t de Cl <sub>2</sub>

Fontes: <sup>1</sup>IEA, 2006; <sup>2</sup> SHREVE & BRINK JR., 2008; <sup>3</sup>MELAINA & PENEV, 2013 <sup>4</sup>AFHYPAC, 2011 apud VAN-DAL & BOUALLOU, 2013; <sup>5</sup>ABICLOR, 2012

MMA (2014) confirma que a produção de hidrogênio via eletrólise também é realizada no Brasil, diretamente ou como subproduto de outros processos eletrolíticos, como a produção de cloro e soda, mas, dado seu custo, preenche nichos de mercado.

IEA (2006) afirma que a reforma a gás natural e a eletrólise são as tecnologias disponíveis no curto prazo para a geração de H<sub>2</sub>. IEA (2006) aponta que estão comercialmente disponíveis três sistemas eletrolíticos para produção de H<sub>2</sub>: monopolar, bipolar e de eletrólise avançada. Entre os sistemas convencionais, o bipolar é o mais comercializado (IEA, 2006).

Diante do fato de a eletrólise convencional do tipo bipolar ser a tecnologia de maior eficiência e menor custo em comparação à eletrólise avançada e, visando gerar estimativas a partir do pior cenário de consumo de energia, foi selecionado o valor 62,3 kWh/kg de H<sub>2</sub> produzido para o cálculo dos indicadores de viabilidade de mercado (MELAINA & PENEV, 2013) (tabela 4-5).

A produção de metanol consome certa quantidade de energia para comprimir os gases, para que os mesmos sejam entregues na pressão adequada à reação de síntese, equivalente a 50,0 bar (SOLTANIEH et al., 2012). A necessidade das etapas de

compressão se deve ao fato de o H<sub>2</sub> deixar o equipamento de eletrólise a 1,2 bar (SOLTANIEH et al., 2012). Além disso, o CO<sub>2</sub> deixa a fermentação à pressão atmosférica (RUSHING, 2008b apud XU et al., 2010).

WYLEN & JOHN (1995) apresentam a equação 4.2. Através dela calculam-se as temperaturas de saída do H<sub>2</sub>, do CO<sub>2</sub> e do N<sub>2</sub> (no caso da produção de ureia) ( $T_2$  na Eq. 4.2) dos processos de compressão, admitindo-os adiabáticos, os gases comportando-se como perfeitos e com calor específico constante.

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} \quad (\text{Eq. 4.2})$$

Onde:

$T_2$ .. temperatura do gás na saída do compressor (K)

$T_1$ .. temperatura do gás na entrada do compressor(K)

$p_2$ .. pressão do gás na saída do compressor (Pa)

$p_1$ .. pressão do gás na entrada do compressor (Pa)

k.. constante adimensional

Admitindo-se que o H<sub>2</sub>, o N<sub>2</sub> e o CO<sub>2</sub> apresentam calor específico constante e avaliado a 300 K, que a compressão ocorre em regime permanente e que não apresenta variações de energia cinética ou potencial, LEVENSPIEL (2002) apresenta a equação 4.3 para o cálculo da energia requerida para comprimir estes gases num processo adiabático.

$$E = c_p * (T_2 - T_1) \quad (\text{Eq. 4.3})$$

Onde:

E.. energia requerida na compressão ( $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ )

$c_p$ .. calor específico do gás a 300 K(kJ/kg \* K)

$T_2$ .. temperatura do gás na saída do compressor (K)

$T_1$ .. temperatura do gás na entrada do compressor(K)

A energia total consumida pelos processos de compressão, calculada considerando uma eficiência de compressão de 65% (PERIS et al., 2013) nos cálculos, é dada pela equação 4.4.

$$E_{\text{TOTAL}} = \frac{E}{0,65} \quad (\text{Eq. 4.4})$$

As tabelas 4-6 e 4-7 apresentam, respectivamente, os valores dos parâmetros e dos resultados das equações 4.2 e 4.3.

Segundo CAMPOS et al. (2012), o processo de fermentação ocorre entre 297 e 300K. Já segundo RUSHING (2008b) apud XU et al. (2010), o CO<sub>2</sub> deixa a fermentação à pressão atmosférica. Além disso, segundo SOLTANIEH et al. (2012), a temperatura e a pressão de saída do H<sub>2</sub> do processo de eletrólise são, respectivamente, 353K e 120000 Pa. Estas informações definem p<sub>1</sub> e T<sub>1</sub> para o H<sub>2</sub> e o CO<sub>2</sub> na tabela 4-6, ou seja, a temperatura e a pressão que cada um destes gases entra no compressor. Além disso, na tabela 4-6, o resultado apresentado na primeira linha e última coluna se refere à temperatura de saída do CO<sub>2</sub> do compressor, antes dele entrar no reator de metanol. O resultado da segunda linha e última coluna se refere à temperatura de entrada do H<sub>2</sub> no reator de metanol.

**Tabela 4-6: Valores dos parâmetros e resultados derivados da equação 4.2**

Gás	T <sub>1</sub> (K)	p <sub>1</sub> (Pa)	p <sub>2</sub> (Pa)	k	Resultado
CO <sub>2</sub>	298 <sup>3</sup>	100000 <sup>4</sup>	5000000 <sup>2</sup>	1,32 <sup>1</sup>	T <sub>2</sub> =769K
H <sub>2</sub>	353 <sup>2</sup>	120000 <sup>2</sup>	5000000 <sup>2</sup>	1,40 <sup>1</sup>	T <sub>2</sub> =1025 K

Fontes: <sup>1</sup>LEVENSPIEL, 2002; <sup>2</sup>SOLTANIEH et al., 2012; <sup>3</sup>CAMPOS et al., 2012; <sup>4</sup>RUSHING, 2008b apud XU et al., 2010

Na tabela 4-7 o resultado de cada linha representa a energia útil, ou seja, a energia requerida por um compressor adiabático, para realizar a compressão de cada um destes gases, visando a produção de metanol.

**Tabela 4-7: Valores dos parâmetros e resultado da equação 4.3**

Gás	T <sub>1</sub> (K)	c <sub>p</sub> <sup>1</sup> (kJ/kg*K)	T <sub>2</sub> (K)	Resultado
CO <sub>2</sub>	298	0,84	769	E=397 KJ/kg
H <sub>2</sub>	353	14,21	1025	E=9543 KJ/kg

Fonte: <sup>1</sup>WYLEN & JOHN, 1995

Além do consumo de energia para a produção de H<sub>2</sub> e para a compressão dos gases reagentes, o processo de produção de metanol também consome energia na etapa da reação de hidrogenação do CO<sub>2</sub>. Segundo SOLTANIEH et al. (2012), a reação de hidrogenação consome 0,06 MWh por tonelada de metanol sintetizado.

A tabela 4-8 apresenta as razões mássicas entre os compostos do metanol (H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>) e o metanol. O produto entre cada razão mássica e a energia para produzir e/ou comprimir uma tonelada de gás que compõe o metanol, representa a energia final (ou útil no caso da compressão) para produzir e/ou comprimir os gases necessários à produção de 1 tonelada de metanol. No caso da compressão, a conversão de energia útil em energia final baseia-se na solução da equação 4.4. Dessa forma, a tabela 4-8 apresenta os valores estimados de consumo de energia final em cada etapa do processo de produção do metanol.

**Tabela 4-8: Estimativas do consumo de energia em cada etapa do processo de produção do metanol**

Composto	Energia final na produção do H <sub>2</sub> (MWh/t de H <sub>2</sub> )	Energia útil na compressão (MWh/t de composto comprimido)	Energia final na compressão (MWh/t de composto comprimido)	Razão mássica (t composto/t metanol)	Energia final na síntese de metanol (MWh/t de metanol)	Energia final total (MWh/t de metanol)
H <sub>2</sub>	62,3 <sup>1</sup>	2,65 <sup>2</sup>	4,08 <sup>3</sup>	0,19	-	12,45
CO <sub>2</sub>	-	0,11 <sup>2</sup>	0,17 <sup>3</sup>	1,38	-	0,23
CH <sub>3</sub> OH	-	-	-	-	0,06 <sup>4</sup>	0,06

**Nota:** <sup>2</sup>Tabela 4-7

Fontes: Elaborado com base em informações de <sup>1</sup>MELAINA & PENEV, 2013,

<sup>3</sup>PERIS et al., 2013, <sup>4</sup>SOLTANIEH et al., 2012

A soma dos valores da coluna “Energia final total (MWh/t de metanol)” representa a energia final consumida para produzir uma tonelada de metanol, ou seja, 12,7 MWh/t.

A razão entre a quantidade de energia excedente e a quantidade de energia necessária à produção de uma tonelada de metanol resulta na quantidade de metanol que pode ser produzida por usina.

Através da equação 1.16<sup>75</sup> obtém-se a razão mássica entre o consumo de hidrogênio e a produção de metanol. Recorrendo-se a ela, estima-se a massa de H<sub>2</sub> necessária ao atendimento da produção estimada de metanol.

Para cada destilaria, o produto entre o custo de capital por unidade de capacidade de produção de H<sub>2</sub> (R\$ por kg por dia, tabela 4-4), e sua capacidade diária (kg por dia), gera a estimativa do custo de capital da eletrólise.

A capacidade de produção de H<sub>2</sub> é estimada para ser suficiente ao atendimento de toda a produção de metanol no mês de máxima produção<sup>76</sup>. O mês de máxima produção

<sup>75</sup>Capítulo 1.

<sup>76</sup>Conforme a figura 2.3, no mês de agosto, deve-se fabricar 15% da demanda anual de metanol e hidrogênio, ficando os equipamentos de produção de energia elétrica, de eletrólise e de síntese de metanol operando com capacidade parcial nos outros meses (diferentes de agosto).

é aquele em que ocorre o pico de oferta de energia elétrica excedente, causado pelo pico de disponibilidade de matéria-prima para a sua geração (bagaço). A figura 2.3<sup>77</sup> mostra que o período de produção máxima é o mês de agosto.

Conhecendo-se a capacidade mensal de produção de H<sub>2</sub>, determinada com o objetivo de aproveitar todo o bagaço disponível no mês de máxima produção (agosto) e, considerando-se um regime homogêneo de produção durante os 30 dias do mês, é possível calcular, para cada usina, a capacidade diária de produção de H<sub>2</sub>.

Para as usinas analisadas nesta tese, foram considerados os seguintes custos de capital por unidade de capacidade de produção de H<sub>2</sub> (tabela 4-4):

- Para as destilarias de ordem 13 e de ordem 23 foi considerado um custo de capital de R\$ 70.444 por quilograma por dia de capacidade.
- Para as restantes (42 destilarias), foi considerado um custo de capital de R\$ 20.258 por quilograma por dia de capacidade.

A escolha destes valores se baseia na capacidade diária de cada destilaria para produzir H<sub>2</sub>, apresentada no capítulo 5. Tal escolha também se baseia num perfil de análise conservador, já que seleciona da tabela 4-4 o maior custo de eletrólise para cada escala de produção de H<sub>2</sub>.

Além do custo de capital da repotenciação e da eletrólise, é necessário calcular o custo de capital dos compressores de H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>.

ARSALIS (2008) apresenta a equação 4.5, que será usada para calcular o custo de capital dos compressores:

$$C(\text{US\$}_{2008}) = 91562 * \left( \frac{C}{445} \right)^{0,67} \quad (\text{Eq. 4.5})$$

Onde:

C(US\$<sub>2008</sub>).. custo de aquisição e instalação do compressor em US\$ de 2008

C.. potência do compressor em kW

---

<sup>77</sup>Capítulo 2. A capacidade de produção de energia elétrica excedente depende da disponibilidade de bagaço, que está intimamente ligado ao volume de etanol produzido e à massa de açúcar produzida.

A potência dos compressores é calculada recorrendo-se à estimativa da quantidade de energia necessária à compressão de cada unidade mássica de cada componente do metanol (tabela 4-8). Considerando-se a produção diária máxima de metanol e, portanto, o consumo diário máximo de H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>, o consumo diário máximo de energia para comprimir cada reagente é obtido pelo produto entre a quantidade de energia necessária à compressão de cada unidade mássica e o seu consumo diário máximo (H<sub>2</sub> ou CO<sub>2</sub>). Considerando-se que os compressores operam durante 24h/dia, obtém-se a potência útil dos compressores através da razão entre a quantidade máxima de energia consumida por dia e o número de segundos de um dia. Além disso, ao gerar a potência requerida para a compressão, há perdas de calor para o ambiente e perdas por atrito entre as partes do compressor. PERIS et al. (2013) realizam testes experimentais com compressores e indicam que a eficiência dos compressores varia entre 60 e 70%. Assim, a potência real dos compressores é calculada dividindo-se a potência útil por 65%.

Além do custo de capital da repotenciação, da eletrólise e da compressão, é necessário incluir o custo de capital da síntese do metanol. CIFRE & BADR (2007) calculam o custo de produção do metanol a partir de dois processos: Gasificação da biomassa, que fornece H<sub>2</sub> e CO, e adição de H<sub>2</sub> de origem eletrolítica para ajustar a proporção molar H<sub>2</sub>/CO em 2:1; hidrogenação de CO<sub>2</sub> proveniente de uma planta termelétrica a carvão, através da sua reação com o H<sub>2</sub> gerado por eletrólise. A energia elétrica consumida na eletrólise é gerada por fonte renovável. Contudo, as estimativas de custos agregam os custos da síntese aos custos da gasificação ou aos custos da captura de CO<sub>2</sub>, impossibilitando a análise dos custos apenas do primeiro processo (síntese do metanol).

SOLTANIEH et al. (2012) apresentam o custo de capital e por unidade de produto de um sistema que produz metanol a partir da hidrogenação do CO<sub>2</sub>. O CO<sub>2</sub> é proveniente dos gases de exaustão de uma planta termelétrica a gás natural. O H<sub>2</sub> é gerado pela eletrólise da água, sendo usada energia elétrica de fonte eólica nesta etapa. A eletrólise também produz O<sub>2</sub>, que é fornecido à planta de gás natural para o processo de oxicombustão. Como a geração eólica e a demanda de energia elétrica são variáveis no tempo, os autores também incluíram unidades de compressão de estocagem de H<sub>2</sub> e O<sub>2</sub>.

Como a planta de síntese de metanol proposta por SOLTANIEH et al. (2012) possui capacidade de produção de 29 toneladas por hora, a razão entre o custo de capital e esta capacidade de produção leva à estimativa do custo de capital em unidades monetárias por tonelada de metanol por hora. Apesar de a capacidade da planta proposta por SOLTANIEH et al. (2012) ser de 29 t/h e as das usinas analisadas nesta tese variarem entre 0,02 t/h e 13 t/h, desconsideraram-se eventuais deseconomias de escala.

O custo de capital da planta de síntese de metanol foi calculado multiplicando-se o custo de uma planta com capacidade de 1 tonelada/h pela produção horária máxima de cada usina.

Como os autores apresentaram os custos em US\$ de 2008, utilizaram-se a taxa média de câmbio do ano de 2008 e os índices de inflação de 2008 a 2013, fornecidas pelo Banco Central (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b) para trazer os valores para R\$ atualizados. Estima-se que o custo de capital de uma planta de síntese de metanol com capacidade de produção de 1 tonelada de metanol por hora (SOLTANIEH et al., 2012) seja de R\$ 2239723.

#### **4.3 Custos de capital (I) associados à produção de ureia**

Considerando que no processo de produção de ureia o N<sub>2</sub> provém de uma unidade de separação de ar (ASU), o H<sub>2</sub> provém da eletrólise da água, sendo a eletricidade provida pela queima de bagaço excedente (repotenciação), os custos de capital destes processos devem ser incluídos no cálculo do custo de capital total da produção de ureia. Além destes, devem ser incluídos os custos de capital dos compressores e das plantas de síntese de amônia e ureia.

O custo de capital da repotenciação de cada usina é idêntico ao associado à produção de metanol.

Conforme apresentado na tabela 4-4, o custo de capital da eletrólise depende da capacidade de produção de H<sub>2</sub>. A capacidade de produção de H<sub>2</sub> depende da capacidade de produção de ureia, já que a demanda de H<sub>2</sub> é gerada pelo processo de produção de ureia. Por sua vez, a capacidade de produção de ureia é definida pela razão entre a quantidade de energia elétrica excedente e o consumo de energia de todos os processos envolvidos na produção deste insumo.

A quantidade de energia elétrica excedente que pode ser gerada por cada usina analisada é idêntica à calculada no caso da produção de metanol.

O cálculo do consumo de energia elétrica para produzir ureia considera todas as etapas, desde a produção de H<sub>2</sub>, separação do N<sub>2</sub> do ar, passando pela compressão dos gases, e incluindo o consumo do processo químico para gerar ureia.

Assim como no caso do metanol, será selecionado o valor de 62,3 kWh/kg (tabela 4-5) para calcular a energia consumida na produção de H<sub>2</sub> utilizado na síntese de ureia (MELAINA & PENEV, 2013).

O processamento da ureia consome energia para separar o N<sub>2</sub>, numa unidade de separação de ar (ASU). Há certa quantidade de energia consumida para comprimir gases, para que os mesmos sejam entregues nas pressões adequadas às reações. A reação de síntese da amônia ocorre entre 100–250 bar (MEERMAN et al., 2011) e a reação de síntese de ureia ocorre a 140 bar (MEERMAN et al., 2011). A necessidade das etapas de compressão se deve ao fato de o H<sub>2</sub> deixar o equipamento de eletrólise a 1,2 bar (SOLTANIEH et al., 2012) e o N<sub>2</sub> a ASU a 30,6<sup>78</sup> bar. Além disso, o CO<sub>2</sub> deixa a fermentação à pressão atmosférica.

As tabelas 4-9 e 4-10 apresentam, respectivamente, os valores dos parâmetros e dos resultados das equações 4.2 e 4.3.

Na tabela 4-9, a última coluna apresenta as temperaturas de saída dos gases do compressor, antes de eles entrarem nos reatores das respectivas reações químicas. Tais temperaturas derivam da solução da equação 4.2 através do isolamento de T<sub>2</sub> num dos membros desta equação. A primeira linha da tabela, por exemplo, apresenta os valores dos parâmetros substituídos na equação 4.2 para o cálculo da temperatura de saída do

---

<sup>78</sup>MEERMAN et al. (2012) associam a ASU a um compressor, que comprime o O<sub>2</sub> a 40,0 bar. Como os cálculos dos custos basear-se-ão em MEERMAN et al. (2012), foi calculada a pressão equivalente de saída do N<sub>2</sub> nestas condições, encontrando-se o valor de 30,6 bar. Utiliza-se a equação 4.2 para calcular a temperatura de saída do O<sub>2</sub> do compressor, considerando-se que a temperatura do O<sub>2</sub> na saída da ASU é próxima da temperatura ambiente, e que a pressão de saída de uma ASU é de 1,2 bar (RUBIN et al., 2007 apud ROCEDO, 2011). Com a temperatura de saída do O<sub>2</sub> do compressor, utiliza-se a equação 4.3 para calcular a energia consumida para comprimir o O<sub>2</sub> a 40,0 bar. A temperatura de saída do N<sub>2</sub> do compressor é calculada, igualando-se esta equação 4.3 ao valor da energia para comprimir o O<sub>2</sub> à 40,0 bar. A temperatura de saída do N<sub>2</sub> é substituída na equação 4.2, para o cálculo da pressão de saída de N<sub>2</sub> de um processo de compressão equivalente ao projetado por MEERMAN et al. (2012) para comprimir O<sub>2</sub>.

$\text{N}_2$  do compressor. Tal temperatura é apresentada na última coluna desta mesma linha (coluna resultados). O  $\text{N}_2$  é comprimido porque na saída da ASU sua pressão é menor do que deve ser a de entrada no reator de amônia. O resultado da segunda linha refere-se à temperatura de saída do  $\text{CO}_2$  do compressor, antes dele entrar no reator de ureia. O resultado da terceira linha refere-se à temperatura de entrada do  $\text{H}_2$  no reator de amônia.

**Tabela 4-9: Valores dos parâmetros e resultados derivados da equação 4.2**

Gás	$T_1$ (K)	$p_1$ (Pa)	$p_2$ (Pa)	k	Resultado
$\text{N}_2$	298 <sup>1</sup>	3063074 <sup>2</sup>	20000000 <sup>1</sup>	1,40 <sup>3</sup>	$T_2=509$ K
$\text{CO}_2$	298	100000 <sup>4</sup>	14000000 <sup>1</sup>	1,32 <sup>3</sup>	$T_2=987$ K
$\text{H}_2$	353 <sup>4</sup>	120000 <sup>4</sup>	20000000 <sup>1</sup>	1,40 <sup>3</sup>	$T_2=1523$ K

Fontes: <sup>1</sup>MEERMAN et al., 2012; <sup>2</sup> Estimado com base em MEERMAN et al., 2011; <sup>3</sup>LEVENSPIEL, 2002; <sup>4</sup>SOLTANIEH et al., 2012

Na tabela 4-10, o resultado de cada linha representa a energia útil, ou seja, a energia requerida por um compressor adiabático, para realizar a compressão de cada um destes gases, visando a produção de ureia.

**Tabela 4-10: Valores dos parâmetros e resultado da equação 4.3**

Gás	$T_1$ (K)	$c_p$ <sup>1</sup> (KJ/kg*K)	$T_2$ (K)	Resultado
$\text{N}_2$	298	1,04	509	E=220 KJ/kg
$\text{CO}_2$	298	0,84	987	E=580 KJ/kg
$\text{H}_2$	353	14,21	1523	E=16619 KJ/kg

Fonte: <sup>1</sup>WYLEN & JOHN, 1995

A tabela 4-11 apresenta as razões mássicas entre os compostos da ureia ( $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$  ou  $\text{N}_2$ ) e a ureia. O produto entre a razão mássica e a energia para separar, produzir e/ou comprimir cada tonelada de gás que compõe a ureia (tabela 4-10), representa a energia final (ou útil no caso da compressão) para separar, produzir e/ou comprimir os gases

necessários à produção de 1 tonelada de ureia. Este resultado é apresentado na tabela 4-11.

A tabela 4-11 também apresenta o valor da energia final consumida na compressão de cada gás reagente utilizado na produção de uma tonelada de ureia. A conversão de energia útil em final baseia-se na solução da equação 4.4.

**Tabela 4-11: Energia final para a separação, produção e/ou compressão dos gases usados na produção de ureia**

Composto	Energia final na separação do N <sub>2</sub> (MWh/t de N <sub>2</sub> )	Energia final na produção do H <sub>2</sub> (MWh/t de H <sub>2</sub> )	Energia útil na compressão (MWh/t de composto comprimido)	Energia final na compressão (MWh/t de composto comprimido)	razão mássica (t composto/t ureia)	Energia final total (MWh/t de ureia)
H <sub>2</sub>	-	62,3 <sup>2</sup>	4,60 <sup>3</sup>	7,08	0,10	6,94
CO <sub>2</sub>	-	-	0,16 <sup>3</sup>	0,25	0,73	0,18
N <sub>2</sub>	0,03 <sup>1</sup>	-	0,06 <sup>3</sup>	0,09	0,47	0,06

**Nota:** <sup>3</sup>tabela 4-10

Fontes: Elaborado com base em <sup>1</sup>MEERMAN et al., 2011; <sup>2</sup>MELAINA & PENEV, 2013

A soma dos valores da coluna “Energia final total (MWh/t de ureia)” representa a energia final consumida para produzir 1 tonelada de ureia, ou seja, 7,2 MWh/t.

Dividindo-se a quantidade de energia elétrica excedente, pelo consumo de energia para produzir cada tonelada de ureia, estima-se a produção anual de ureia. Através da equação 1.1 é possível obter a razão mássica entre o consumo de amônia e a produção de ureia. Através da equação 1.2 obtém-se a razão mássica entre o consumo de hidrogênio e a produção de amônia. Recorrendo-se a estas razões, estima-se a massa de H<sub>2</sub> necessária para atender à produção estimada de ureia.

O custo de capital da eletrólise para cada usina é calculado multiplicando-se a capacidade de produção de H<sub>2</sub>, dada em kg por dia, pelo custo unitário de investimento (R\$ por kg por dia, tabela 4-4).

A metodologia usada para calcular as capacidades de produção de hidrogênio das usinas é a mesma que foi usada para calcular as capacidades de produção de hidrogênio no caso do metanol. Ou seja, a capacidade de produção de H<sub>2</sub> é estimada para ser suficiente ao atendimento de toda a produção de ureia no mês de máxima produção. Conforme a figura 2-3<sup>79</sup>, no mês de agosto, deve-se fabricar 15% da demanda anual de ureia e hidrogênio, ficando os equipamentos de produção de energia elétrica, de eletrólise e de síntese de ureia operando com capacidade parcial nos outros meses (diferentes de agosto).

Conhecendo-se a capacidade mensal de produção de H<sub>2</sub>, determinada com o objetivo de aproveitar todo o bagaço disponível no mês de máxima produção (agosto) e, considerando-se um regime homogêneo de produção durante os 30 dias do mês, é possível calcular, para cada usina, a capacidade diária de produção de H<sub>2</sub>.

Para cada destilaria, o produto entre o custo de capital por unidade de capacidade de produção de H<sub>2</sub>, e sua capacidade diária, gera a estimativa do custo de capital da eletrólise.

Para a análise de viabilidade de produção de ureia pelas destilarias foram considerados os mesmos custos de capital da eletrólise (custo por unidade de capacidade de produção de H<sub>2</sub>) que os utilizados na análise de viabilidade de produção de metanol<sup>80</sup>.

O custo de capital da ASU é calculado utilizando a mesma metodologia usada para calcular o custo de capital das plantas de síntese de amônia e de ureia. Tal metodologia será apresentada no fim desta seção.

---

<sup>79</sup>Capítulo 2.

<sup>80</sup>Para as destilarias de ordem 13 e de ordem 23 foi considerado um custo de capital de R\$ 70.444 por quilograma por dia de capacidade. Para as restantes (42 usinas), foi considerado um custo de capital de R\$ 20.258 por quilograma por dia de capacidade. Vide capítulo 5 para justificativas sobre a escolha destes valores.

Além dos custos de capital da repotenciação, da eletrólise, da ASU, a produção de ureia também está associada aos custos de capital dos compressores de gases. Assim como no caso do metanol, a equação 4.5 é usada para calcular os custos de capital destes compressores.

A potência dos compressores é calculada recorrendo-se à estimativa da quantidade de energia necessária à compressão de cada unidade mássica de cada componente da ureia (tabela 4.11). Considerando-se a produção diária máxima de ureia e, portanto, o consumo diário máximo de H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>, o consumo diário máximo de energia para comprimir cada reagente é obtido pelo produto entre a quantidade de energia necessária à compressão de cada unidade mássica e o seu consumo diário máximo (H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> ou CO<sub>2</sub>). Considerando-se que os compressores operam durante 24h/dia, obtém-se a potência útil dos compressores através da razão entre a quantidade diária máxima de energia consumida e o número de segundos de um dia. Além disso, ao gerar a potência requerida para a compressão, há perdas de calor para o ambiente e perdas por atrito entre as partes do compressor. PERIS et al. (2013) realizam testes experimentais com compressores e indicam que a eficiência dos compressores varia entre 60 e 70%. Assim, a potência real dos compressores é calculada dividindo-se a potência útil por 65%.

MEERMAN et al. (2012) estimam os custos de aquisição dos equipamentos que compõem a ASU, a planta de produção de amônia e a planta de síntese de ureia. Nos cálculos destes custos, MEERMAN et al. (2012) utilizam o método da estimação particionada, representado pela equação 4.6.

$$y_S = y_0 * \left(\frac{x_S}{x_0}\right)^S \quad (\text{Eq. 4.6})$$

Onde:

$y_S$ .. custo real (que se deseja determinar)

$y_0$ .. custo inicial

$x_S$ .. capacidade real

$x_0$ .. capacidade inicial

## S.. fator de escala

Tal método se baseia na definição de um custo de aquisição ( $y_0$ ) dos componentes necessários a uma planta com uma determinada capacidade ( $x_0$ ) de produção. O custo real ( $y_S$ ) de aquisição também depende da determinação do valor da capacidade de produção da planta desejada ( $x_S$ ) e do valor do fator de escala ( $S$ ). O papel da equação 4.6 é ajustar os custos de aquisição à escala desejada, ou seja, aos efeitos de economias de escala.

A tabela 4-12 apresenta os valores das variáveis  $y_0$ ,  $x_0$  e  $S$  que são substituídos na equação 4.6 visando calcular os custos de equipamentos da ASU, e das plantas de produção de amônia e de ureia. Tais valores constantes (tabela 4-12) são usados para calcular os custos destes equipamentos para cada uma das destilarias analisadas nesta tese.

**Tabela 4-12: Valores de variáveis da equação 4.6**

Variáveis	ASU	Síntese de amônia	Síntese de ureia
$y_0$ (milhão de euros de 2008)	112	150	150
$x_0$ (t/dia)	19125 (t de N <sub>2</sub> )	2000 (t de amônia)	3500 (t de amônia)
$S$	0,8	0,7	0,7

Fonte: MEERMAN et al., 2012

A capacidade de produção de cada ASU ( $x_S$ ) é calculada multiplicando-se a capacidade de produção de hidrogênio pela razão mássica entre o consumo de nitrogênio e o consumo de hidrogênio (Eq. 1.2). A capacidade de produção de cada planta de síntese de amônia ( $x_S$ ) é calculada multiplicando-se a capacidade de produção de hidrogênio pela razão mássica entre a produção de amônia e o consumo de hidrogênio (Eq. 1.2). A capacidade de produção de cada planta de síntese de ureia ( $x_S$ ) é calculada multiplicando-se a capacidade de produção de hidrogênio pela razão mássica entre a produção de ureia e o consumo de hidrogênio (Eq. 1.1 e Eq. 1.2).

Através da substituição dos valores da tabela 4-12 e das estimativas das capacidades de produção ( $x_S$ ) na equação 4.6, geram-se as estimativas dos custos de aquisição dos equipamentos para a construção da ASU e das plantas de síntese de amônia e ureia.

HAMELINCK et al. (2004) definem o custo de capital como a soma de dois custos, o direto e o indireto. O direto é composto pelo custo de aquisição, instrumentação e controle, construções, conexão à rede, preparação do local, equipamentos eletrônicos e dutos. Já o indireto está relacionado ao projeto de engenharia, às contingências, às taxas, às despesas financeiras e aos custos de partida (MEERMAN et al., 2012).

A equação 4.6 define o custo de aquisição dos componentes do sistema. O custo de capital é encontrado através do produto entre o custo de aquisição e um fator multiplicativo. Este fator multiplicativo inclui os outros componentes do custo direto e, o custo indireto, ao custo de aquisição, visando encontrar o custo de capital.

Segundo MEERMAN et al. (2012), quando os valores dos custos direto e indireto não estão disponíveis, estima-se o custo de capital multiplicando o custo de aquisição por 1,995. Este é o caso da ASU e das plantas de síntese de amônia ou de ureia, ou seja, não há dados sobre os valores de todos os componentes do custo direto ou indireto destas plantas. Portanto, utilizou-se a metodologia proposta por MEERMAN et al (2012) para estimar o custo de capital da ASU e das plantas de síntese de amônia ou ureia associadas a cada usina.

#### **4.4 Fluxos de caixa associados à produção de metanol ou ureia**

A receita proveniente da produção de metanol pode ser calculada pelo produto entre a quantidade de metanol produzida e o seu preço de venda. Para cada destilaria, a quantidade de metanol produzida é apresentada na tabela A5-7.

Estima-se o preço de venda do metanol produzido com o uso de CO<sub>2</sub> como sendo igual à soma do preço de importação deste produto (FOB<sup>81</sup>) com o custo de frete e o imposto de importação deste produto. Até este valor, é financeiramente indiferente

---

<sup>81</sup>Free on Board- Preço pago no porto de origem, sem incluir o custo do transporte até o destino.

importar ou adquirir determinada quantidade de metanol produzido nacionalmente com o uso de CO<sub>2</sub>.

Para ambos os produtos (metanol e ureia), a escolha do preço de importação como base da estimativa de preço de venda é coerente, já que a estimativa de demanda é calculada com base na hipótese de o metanol produzido a partir da hidrogenação do CO<sub>2</sub> substituir a quantidade de metanol que atualmente é importada. O mesmo vale para a ureia.

Em 2013, o Brasil importou cerca de 750 mil toneladas de metanol, o que representou um gasto em torno de US\$ 332 milhões FOB, o que indica um preço FOB em torno de US\$ 443/t de metanol (MDIC, 2014).

Para se estimar o custo de frete, é necessário saber quais são os principais países exportadores de metanol para o Brasil. A tabela 4-13 apresenta os países que mais exportaram metanol para o Brasil em 2013.

**Tabela 4-13: Origem e quantidade do metanol importado pelo Brasil em 2013**

País	Quantidade (mil t)
Trinidad e Tobago	262
Nova Zelândia	179
Venezuela	148
Chile	98
Argentina	56
Líbia	6
Outros	1

Fonte: MDIC, 2014

Segundo NOVACANA (2014), o custo de transporte de etanol do Brasil até a costa do Golfo do México nos EUA no ano de 2007 variou entre US\$ 50 e 55 por m<sup>3</sup>.

Entretanto, este custo inclui cerca de US\$ 25/m<sup>3</sup> de transporte rodoviário entre Ribeirão Preto e o porto de Santos e cerca de US\$ 15/m<sup>3</sup> de custo de armazenagem no porto. Excluindo-se os custos de transporte terrestre e armazenagem no porto<sup>82</sup>, estima-se que, em 2007, o custo de transporte marítimo do metanol aumentasse o preço pago pelo consumidor em cerca de US\$ 10/m<sup>3</sup>. Esta estimativa é razoável, na medida em que a costa do Golfo do México é relativamente próxima do maior exportador de metanol para o Brasil. Além disso, o custo do transporte por navios depende mais da capacidade destas embarcações do que da distância entre a origem e o destino (NOVACANA, 2014).

Segundo MDIC (2014b), a importação de até 282.500 toneladas de metanol está isenta de imposto de importação até 07 de abril de 2014<sup>83</sup>. Supõe-se que tal resolução possa ser prorrogada. Dessa forma, não será considerado imposto de importação para estimar o preço pago pelo importador de metanol.

Como os valores do preço FOB e do custo de frete disponíveis na literatura se referem a diferentes momentos do passado, é necessário corrigir estes valores das perdas inflacionárias que ocorreram entre o ano de publicação destes valores e o ano atual. Além disso, como cada um deles foi publicado em um ano diferente, as taxas de câmbio aplicadas (de US\$ para R\$) também são diferentes. Para estimar o preço atual do metanol pago pelos importadores, multiplica-se o preço FOB médio do metanol importado (US\$ 443/t) (MDIC, 2014) pelo valor médio de compra do dólar em 2013 e a estimativa do custo de transporte marítimo pelo valor médio de compra do dólar em 2007 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014). Em seguida, aplica-se a taxa de inflação de 2013 sobre o preço do metanol e a taxa de inflação de 2007 a 2013 sobre o custo de transporte marítimo (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b). Por fim,

---

<sup>82</sup>Isto se deve ao fato de que, apesar do metanol precisar ser transportado do porto até a fábrica onde é usado, caso ele seja produzido nas destilarias, este custo também existirá. Ou seja, a eliminação do custo de transporte terrestre visa utilizar um preço que represente o valor do metanol na destilaria. Além disso, não se supõe que o metanol importado necessite ficar estocado no porto.

<sup>83</sup>**Íntegra do texto referenciado:** “Brasília (07/10/2013) – A Câmara de Comércio Exterior (Camex) publicou no Diário Oficial da União de hoje, ad referendum do Conselho de Ministros, a Resolução Camex nº 86, que reduz a alíquota do Imposto de Importação para o produto metanol (álcool metílico), código 2905.11.00 da Nomenclatura Comum do Mercosul (NCM). A redução tarifária, de 12% para 0%, restringe-se a um prazo de 180 dias e a uma cota de 282.500 toneladas” (MDIC, 2014b).

somam-se estes dois últimos resultados, obtendo-se uma estimativa de preço em torno de R\$ 1049 por tonelada de metanol.

A receita proveniente da produção de ureia pode ser calculada pelo produto entre a quantidade de ureia produzida e o seu preço de venda. Para cada destilaria, a quantidade de ureia produzida é apresentada na tabela A5-8.

Com relação à estimativa do preço de venda, o mesmo raciocínio aplicado para o caso do metanol é aplicado para o caso da ureia. Ou seja, seu preço é estimado como sendo igual à soma do preço de importação (FOB) com o custo do frete e o imposto de importação.

Segundo MDIC (2014), no ano de 2013 o Brasil gastou US\$ 1.308 milhões FOB com a importação 3,5 milhões de toneladas de ureia<sup>84</sup>, o que indica um preço FOB em torno de US\$ 374/t de ureia (MDIC, 2014).

Para se estimar o custo de frete, é necessário saber quais são os principais países exportadores de ureia para o Brasil. A tabela 4-14 apresenta os países que mais exportaram ureia para o Brasil em 2013.

---

<sup>84</sup>Estes valores incluem os produtos que MDIC (2014) classifica como: 31021010- ureia com teor de nitrogênio maior que 45% em peso (US\$ 1.306 milhões FOB e 3,5 milhões de toneladas) e 31021090- outras ureias mesmo em solução aquosa (US\$ 3 milhões FOB e 2800 toneladas)

**Tabela 4-14: Origem e quantidade de ureia importada pelo Brasil em 2013**

País	Quantidade (t)
Rússia	916535
Catar	872268
Ucrânia	427612
China	236935
Egito	187023
Emirados Árabes Unidos	149844
Omã	148918
Argentina	113278
Barein	93153
Kuwait	85314
Belarus	62456
Holanda	36668
Arábia Saudita	33000
Indonésia	30238

Fonte: MDIC, 2014

Segundo NOVACANA (2014), o custo do transporte marítimo de etanol para a Europa no navio de maior capacidade (280.000 m<sup>3</sup>) era, em 2007, de US\$ 10/m<sup>3</sup>. Como a ureia tem densidade igual a 740 kg/m<sup>3</sup>, o preço pode ser convertido a US\$ 13,5/t (US\$ de 2007).

Segundo MDIC (2014c), o imposto de importação da ureia que contém mais de 45% de nitrogênio em peso é nulo. Já sobre a importação de outras ureias, o imposto equivale a 6% do preço. Tendo em vista que quase toda a ureia importada corresponde à

citada inicialmente, para os cálculos desta tese o imposto de importação da ureia será considerado nulo.

Atendendo às necessidades de corrigir os valores do preço FOB e do custo do frete das perdas inflacionárias e convertê-los de US\$ para R\$, aplicaram-se sobre tais valores as taxas divulgadas pelo Banco Central. Assim, para estimar o preço FOB atual e em reais da ureia, multiplica-se seu preço FOB médio (MDIC, 2014) pelo valor médio de compra do dólar em 2013 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014) e, em seguida, aplica-se a taxa de inflação de 2013 (Banco Central do Brasil, 2014b) sobre o preço FOB. A estimativa atual e em reais do custo de transporte marítimo é dada pela multiplicação do valor divulgado por NOVACANA (2014) pelo valor médio de compra do dólar em 2007 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014) e, em seguida, pela taxa de inflação de 2007 a 2013 (Banco Central do Brasil, 2014b). Por fim, somam-se estes dois últimos resultados, obtendo-se uma estimativa de preço para a tonelada de ureia igual a R\$ 893/t.

Além da receita da venda do metanol ou da ureia, o fluxo de caixa (Eq. 3.2) também depende dos custos de O&M de todos os processos usados na produção destes químicos, quais sejam: custo de O&M da produção de energia elétrica excedente, custos de O&M da eletrólise e custos de O&M das reações de síntese do metanol ou da ureia. Devido ao fato de a compressão de CO<sub>2</sub> necessária às reações de síntese (de metanol ou ureia) ser um processo incluído nas etapas de síntese destes químicos, diferentemente do que sugere a formulação da equação 3.2, não é necessário considerar o custo desta etapa de maneira isolada. Ou seja, os custos de desidratação e compressão são incluídos nos cálculos de forma indireta, como parte dos custos de síntese de metanol ou ureia. Salienta-se a necessidade de se incluir os impostos nos cálculos dos fluxos de caixa dos processos que visam a produção de amônia ou ureia.

Supõe-se que após a repotenciação proposta nesta tese, o sistema de cogeração apresente um custo de O&M igual a R\$ 130<sup>85</sup>/MW/ano (DEDINI, 2011 apud DANTAS, 2013). Neste trabalho, este é o custo de O&M considerado para o sistema de cogeração das usinas que sofrem repotenciação.

---

<sup>85</sup>Atualizado pela aplicação da taxa de inflação de 2013 (Banco Central do Brasil, 2014b).

A tabela 4-15 apresenta estimativas dos custos operacionais da eletrólise. Tais custos são divulgados por várias fontes e se referem a diferentes anos de entrada em operação.

**Tabela 4-15: Custos operacionais da eletrólise**

Fonte do custo	Ano de entrada em operação	Capacidade (kg de H <sub>2</sub> /dia)	Custo operacional fixo (R\$/ano/kg/dia)
HSCC (MELAINA & PENEV, 2013)	2011- 2012	160	2757
	2014-2016	450	831
H2A (DOE, 2012 apud MELAINA & PENEV, 2013)	2015	400	n.d.
	2015	1000	n.d.
Transition Analysis Study (Ogden & Nicholas, 2011 apud MELAINA & PENEV, 2013)	2012	100	4931
	2017	100	4931
	2012	400	2010
	2017	400	2010
	2012	1000	1418
	2017	1000	1418
CEC, 2012 apud MELAINA & PENEV, 2013	2013	100	n.d.
CEC, 2013a apud MELAINA & PENEV, 2013	2014	105	n.d.

Fontes: MELAINA & PENEV, 2013; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014;  
BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b

Visando a realização de estimativas conservadoras, foram utilizados os valores de custos mais elevados, ou seja, os apresentados por OGDEN & NICHOLAS (2011) apud MELAINA & PENEV (2013) (tabela 4-15). Ou seja, para as quarenta e duas usinas capazes de produzir mais de 1000 kg de H<sub>2</sub> por dia, o custo operacional fixo utilizado nas estimativas foi de R\$ 1418/ano por quilograma por dia de capacidade. Para

as duas que não são capazes de produzir tal quantidade<sup>86</sup>, foi considerado um custo operacional fixo de R\$ 4931/ano por quilograma por dia de capacidade.

O custo operacional da eletrólise é calculado para cada usina e cada produto (metanol ou ureia). Para isto, multiplica-se o custo operacional anual e por unidade de capacidade, pela capacidade de produção de hidrogênio em cada usina, determinada no capítulo 5.

O custo anual de O&M dos compressores será considerado igual a 3,5% do custo de capital dos mesmos (VAN DEN BROEK et al., 2010b)<sup>87</sup>. Este mesmo custo anual de O&M será considerado para a ASU. Tais custos de O&M não incluem o custo da energia consumida no processo de compressão ou no processo de separação de N<sub>2</sub>.

O custo da energia requerida para comprimir os gases usados na produção de ureia ou metanol será considerado nulo. O custo da energia requerida para separar o N<sub>2</sub>, referente a produção de ureia, também será considerado nulo. Isto se justifica na medida em que a energia consumida pelos compressores ou pela ASU é considerada proveniente da queima do bagaço e da palha excedentes. Ou seja, tais custos são incluídos indiretamente no custo da etapa de repotenciação, que permite gerar uma quantidade de energia elétrica que excede o autoconsumo.

O custo de O&M da síntese do metanol deriva do trabalho de SOLTANIEH et al. (2012). Os autores apresentam o custo por tonelada de metanol produzido. No entanto, este custo é composto pelo custo anualizado da planta de síntese de metanol somado aos custos de operação da síntese, da geração eólica, da eletrólise e da compressão e estocagem de hidrogênio (SOLTANIEH et al., 2012). Para estimar apenas o custo operacional da síntese de metanol utiliza-se a seguinte metodologia:

- Multiplica-se a produção anual de metanol pelo custo por tonelada de metanol, obtendo-se o custo total anual.

---

<sup>86</sup>Planta de ordem 13, com capacidade de produção de 87 kg de H<sub>2</sub>/dia, e planta de ordem 23, com capacidade de produção de 351 kg de H<sub>2</sub>/dia.

<sup>87</sup>Não foi possível considerar os custos de O&M apresentados por SOLTANIEH et al. (2012), pois os autores incluem nestes custos o custo da energia consumida na compressão. Além disso, os custos da compressão estão associados aos custos de estocagem de H<sub>2</sub> e de O<sub>2</sub>.

- O mesmo procedimento anterior é repetido para a geração eólica, eletrólise e compressão e estocagem do H<sub>2</sub>, obtendo-se o custo total anual de cada um destes processos.
- Com base nos custos de capital da síntese de metanol, da geração eólica, da eletrólise da água, da compressão e estocagem do H<sub>2</sub> e nas premissas financeiras apresentadas por SOLTANIEH et al. (2012) (taxa de retorno de 8% ao ano, 25 anos de tempo de vida dos empreendimentos), utiliza-se a equação 4.7 para calcular o custo anualizado de cada um destes processos.

$$CA = I \times \frac{i \times (i + 1)^n}{(i + 1)^n - 1} \quad (\text{Eq. 4.7})$$

Onde:

CA ... custo anualizado

I ... custo de capital

i.. taxa de retorno

n.. tempo de vida do empreendimento

- Subtrai-se do custo total anual de cada processo (produção de metanol, geração eólica, eletrólise da água e compressão e estocagem do H<sub>2</sub>) seu respectivo custo anualizado, obtendo-se o custo operacional anual para cada um deles.
- Subtrai-se do custo operacional da produção de metanol (encontrado no passo anterior) os custos operacionais da geração eólica, da eletrólise e da compressão e estocagem do H<sub>2</sub>, obtendo-se assim o custo operacional apenas da síntese do metanol.

Como os autores apresentaram os custos em US\$ de 2008, utilizaram-se a taxa média de câmbio do ano de 2008 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014) e os índices de inflação de 2008 a 2013 (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b) para trazer os valores para R\$ atualizados. O custo operacional apenas da síntese do metanol estaria em torno de R\$ 1210/t de metanol<sup>88</sup>.

---

<sup>88</sup>Apesar de a síntese de metanol consumir energia elétrica, cujo custo está incluído na estimativa do custo operacional deste processo, o custo da energia elétrica consumida é desprezível em relação ao total. Os

Os custos anuais de operação e manutenção das plantas de síntese de amônia ou ureia, exclusive o custo das matérias-primas, correspondem a cerca de 4% do custo de capital total (MEERMAN et al., 2012). Utiliza-se este percentual para calcular os custos operacionais das plantas de síntese de amônia ou ureia propostas neste trabalho.

Quanto ao impacto dos impostos sobre os fluxos de caixa, caso a ureia ou o metanol seja produzido numa destilaria, esta arca com os impostos (SEBRAE, 2014). No caso de importação de metanol ou ureia, a empresa que arca com os impostos é a importadora (SEBRAE, 2014). Ou seja, o importador tem que dispensar um valor que é o resultado da soma do preço FOB, com o custo de transporte e os impostos (II, ICMS, IPI, PIS/PASEP, COFINS).

Há também certas despesas de importação, como os custos de estocagem nos portos e os honorários do despachante aduaneiro que não foram considerados e que contribuem para aumentar os custos do metanol e da ureia importados em relação aos nacionais. Por outro lado, há impostos cujo fato gerador<sup>89</sup> estaria associado apenas ao produtor nacional e, que também não foram considerados, especificamente o IRPJ e a CSLL (RECEITA FEDERAL, 2014).

Para a análise de viabilidade de mercado da produção de metanol ou de ureia não são adicionados os impostos (ICMS, IPI, PIS/PASEP e COFINS) aos custos, já que eles incidem tanto sobre o preço FOB, quanto sobre os custos arcados pelas usinas que decidam produzi-los com o uso do CO<sub>2</sub>. Tendo em vista que estes impostos não foram incluídos nos cálculos das estimativas dos preços de venda do metanol ou da ureia, ou seja, não foram somados aos preços FOB destes produtos para estimar seus preços de venda, eles também não são considerados na parcela dos custos.

Este capítulo buscou apresentar a metodologia para a análise de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para a produção de metanol ou ureia. Como os resultados das análises de viabilidade de mercado dependem de quão otimista ou pessimista são as

---

cálculos apontaram um custo de energia elétrica de R\$ 2,10/t de metanol, enquanto o custo operacional total ficou em R\$ 1210/t de metanol. Este custo se refere ao consumo de 64 kWh/t de metanol.

<sup>89</sup>O IRPJ e a CSLL incidem sobre o lucro (RECEITA FEDERAL, 2014). Como apenas a geração de receita é capaz de contribuir para o lucro, apenas o produtor interno apresenta um fato gerador associado às transações comerciais com metanol e ureia que contribua para a arrecadação de IRPJ e de CSLL.

estimativas das variáveis envolvidas nas análises, decidiu-se variar a taxa de desconto para construir um cenário otimista e outro pessimista de viabilidade de mercado.

A tabela 4-16 resume os cenários de uso para produção de metanol ou ureia que terão os resultados de viabilidade de mercado apresentados no capítulo 5.

**Tabela 4-16: Cenários para análise de viabilidade de mercado**

Cenário	Uso do CO <sub>2</sub>	Taxa de desconto (% a.a.)
Metanol <sub>1</sub> (pessimista)	Produção de metanol	15
Metanol <sub>2</sub> (otimista)	Produção de metanol	8
Uréia <sub>1</sub> (pessimista)	Produção de ureia	15
Uréia <sub>2</sub> (otimista)	Produção de ureia	8

Este capítulo apresentou metodologias para realizar análises de viabilidade de mercado dos usos de CO<sub>2</sub> para a produção de metanol ou ureia. Os resultados que derivam da implementação da metodologia apresentada neste capítulo e no capítulo anterior (3) são apresentados e analisados ao longo do capítulo 5.

# **Capítulo 5- Resultados e suas análises**

Este capítulo apresenta os resultados desta tese, obtidos através da aplicação das metodologias propostas nos capítulos 3 e 4. A seção 5.1 apresenta os resultados da aplicação da metodologia apresentada na seção 3.1, ou seja, os usos de CO<sub>2</sub> selecionados para terem a viabilidade técnica analisada. A seção 5.2 apresenta os resultados das análises de viabilidade técnica dos usos selecionados na seção 5.1. Tais resultados derivam da implementação da metodologia apresentada na seção 3.2. Os três usos que apresentam as maiores viabilidades técnicas passam pela análise de viabilidade de mercado. A seção 5.3 apresenta resultados de análises de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para EOR. Tais resultados derivam da implementação da metodologia apresentada na seção 3.3. Por fim, a seção 5.4 apresenta resultados de análises de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para produção de metanol ou ureia. Tais resultados derivam da aplicação da metodologia apresentada no capítulo 4.

Para cada uma das seções do capítulo 5 (5.1, 5.2, 5.3 e 5.4), os resultados são brevemente analisados. Os resultados permitem observar que a certos usos relevantes para as estimativas de demanda global (seção 5.1) não são tão relevantes para as estimativas de demanda local (seção 5.2), o que corrobora com o fato de a demanda de cada uso de CO<sub>2</sub> ser específica a cada região, devendo assim ser analisada localmente.

## **5.1 Usos de CO<sub>2</sub> selecionados para ter sua viabilidade técnica analisada**

Dentre os critérios para selecionar os usos que terão a viabilidade técnica analisada está a demanda global de cada uso.

A tabela 5-1 apresenta estimativas da demanda atual e futura de CO<sub>2</sub> para os usos existentes.

**Tabela 5-1: Estimativas da demanda de CO<sub>2</sub> para usos existentes no mundo**

<b>Usos Existentes</b>	<b>Demandá atual de CO<sub>2</sub> não cativo (milhões de toneladas por ano- Mtpa)</b>	<b>Potencial futuro<sup>1</sup> da demanda de CO<sub>2</sub> não cativo (milhões de toneladas por ano- Mtpa)</b>
EOR	30< demanda <300	30< demanda <300
Produção de ureia	5< demanda <30	5< demanda <30
Carbonatação de bebidas	demandá ~8	demandá ~14
Processamento, conservação e empacotamento (MAP <sup>2</sup> ) de alimentos	demandá ~9	demandá ~15
Aplicações na indústria de petróleo e gás (exclusive EOR)	1< demanda <5	1< demanda <5
Tratamento de água	1< demanda <5	1< demanda <5
Outros Usos <sup>1</sup>	demandá <1 para cada um dos usos incluídos nesta categoria <sup>1</sup>	demandá <1 para cada um dos usos incluídos nesta categoria <sup>3</sup>

**Notas:**<sup>1</sup>Segundo PARSONS BRINCKERHOFF (2011) este futuro se refere a um período em torno do ano de 2020.

<sup>2</sup>Sigla para Modified Atmosphere Packaging

<sup>3</sup>Inclui aplicações na indústria farmacêutica, na horticultura, na produção de papel, na produção de aço, na conformação de metais, como solvente em estado supercrítico, na indústria eletrônica, pneumática, soldagem, como gás refrigerante, na produção de fluidos de extintores. Cada um destes usos apresenta potencial de demanda inferior a 1 Mt de CO<sub>2</sub> por ano.

Fonte: PARSONS BRINCKERHOFF, 2011

A tabela 5-2 apresenta estimativas de demanda para usos futuros<sup>90</sup> de CO<sub>2</sub>. Ambas estimativas (usos existentes e futuros) foram realizadas por PARSONS BRINCKERHOFF (2011), que esclarece que, para alguns usos, as estimativas são apresentadas como um intervalo de valores, pois há incertezas nos dados de demanda referentes àqueles usos.

---

<sup>90</sup>PARSONS BRINCKERHOFF (2011) comenta que os usos futuros (ou emergentes) são usos apresentados na literatura como tendo potencialidade para se tornarem comerciais. Entretanto, não especifica o prazo estimado para que cada um destes usos se torne comercial.

**Tabela 5-2: Estimativas da demanda de CO<sub>2</sub> para usos futuros no mundo**

<b>Usos futuros</b>	<b>Demanda mundial para usos futuros (Mtpa)</b>
Cultivo de algas	demanda>300
Produção de carbonato de cálcio e de magnésio	demanda>300
Produção de metanol renovável	demanda>300
Produção de ácido fórmico	demanda>300
Cultivo de micro-organismos geneticamente modificados para secreção direta de combustível	demanda>300
Recuperação avançada de metano (ECBM <sup>1</sup> )	30<demanda<300
Cura de concreto	30<demanda<300
Sistemas geotérmicos avançados (EGS) – CO <sub>2</sub> como fluido de trabalho	5<demanda<30
Produção de polímeros	5<demanda<30
Tratamento de resíduo de bauxita	5<demanda<30

**Nota:** <sup>1</sup>Sigla para Enhanced Coal Bed Methane.

Fonte: PARSONS BRINCKERHOFF, 2011

A tabela 5-1 permite observar que, no mundo, os usos em estágio de desenvolvimento comercial (usos existentes) que apresentam os maiores potenciais em termos de quantidade consumida de CO<sub>2</sub> são: EOR, produção de ureia, carbonatação de bebidas e processamento, conservação e empacotamento de alimentos. Já em relação aos usos futuros, todos os que foram apresentados na tabela 5-2 se destacam em termos de potencial de demanda de CO<sub>2</sub>. Esta conclusão pode ser tirada ao se observar que o

potencial de demanda dos usos futuros que apresentam os menores potenciais ( $5 < \text{demanda} < 30$ ) é significativo em comparação às demandas dos principais usos existentes (tabela 5-1). Os usos futuros que apresentam os maiores potenciais de demanda são: cultivo de algas, produção de carbonato de cálcio ou de magnésio, produção de metanol renovável, produção de ácido fórmico, cultivo de micro-organismos geneticamente modificados para secreção direta de combustível e ECBM.

Outro critério usado para selecionar os usos que terão a viabilidade técnica analisada é o que prioriza a seleção dos usos com maior maturidade tecnológica. Este critério de seleção procura beneficiar os usos que já vêm sendo desenvolvidos em projetos internacionais e nacionais em diferentes fases de desenvolvimento.

IEAGHG (2013) apresenta projetos de captura e estocagem ou uso de CO<sub>2</sub> no mundo, classificando-os nas seguintes categorias: Captura em estágio comercial, Captura em estágio de P&D, Estocagem Geológica em estágio de demonstração, Estocagem Geológica em estágio de P&D, Estocagem em Águas Profundas e Sistemas Integrados em estágio de demonstração.

A tabela 5-3 apresenta informações sobre alguns destes projetos, especificamente os projetos em estágio comercial e que envolvem o uso de CO<sub>2</sub>; ou seja, a tabela 5-3 não inclui projetos que não envolvem o uso industrial de CO<sub>2</sub>. A tabela 5-3 também apresenta projetos de captura e uso de carbono divulgados por MARKEWITZ et al. (2012). O anexo 4 apresenta a tabela A4.1 com mais informações sobre os projetos divulgados por IEAGHG (2013).

Convém esclarecer que muitos destes projetos encontram-se em mais de uma categoria criada pela IEAGHG (2013). Isto ocorre porque, muitas vezes, a etapa de captura de um projeto está mais avançada do que as etapas de transporte, estocagem, monitoramento e verificação, fazendo com que este projeto apareça, por exemplo, tanto na categoria “Captura em estágio comercial” quanto na categoria “P&D em estocagem geológica”.

**Tabela 5-3: Projetos de captura de carbono em estágio comercial**

Armazenamento físico	Empresas envolvidas- origem do CO <sub>2</sub> -país de aplicação- Volume anual (tCO <sub>2</sub> /ano)
Carbonatação de bebidas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Shady Power Plant e AES Corporation - planta de cogeração a carvão - estado de Oklahoma (EUA) – 73.000<sup>1</sup></li> <li>• Prosint Methanol Production Plant e Prosint, AGA- caldeira a gás- Rio de Janeiro- 32.850</li> <li>• Gaobeidian Power Plant- termelétrica/ China Huaneng- 3.000 (atual) e 60.000 (futura)</li> </ul>
Processamento e/ou resfriamento de alimentos	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Shady Power Plant e AES Corporation - planta de cogeração a carvão/ estado de Oklahoma (EUA)- 73.000<sup>1</sup></li> <li>• Warrior Run Power Plant- cogeração à carvão- Maryland (EUA)-1.500.000</li> <li>• Bellingham Cogeneration Facility e Florida Power and Light Company- geração de energia elétrica à gás- EUA, Bellingham, Massachusetts- 116.800 – 127.750</li> <li>• Sumitomo Chemicals e Kokusai Carbon Dioxide- geração de energia elétrica a óleo e gás- Japão- 54.750 – 60.225</li> </ul>
EOR	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Shell e Statoil- termelétrica a gás e planta de metanol- Noruega- 2.500.000</li> <li>• Masdar- siderúrgica entre outras duas fontes não definidas- Emirados Árabes Unidos- 5.000.000 <ul style="list-style-type: none"> <li>• EnCana e Dakota Gasification Company- Produção de combustíveis sintéticos a partir de linhito na planta da Dakota- Canadá- 1.825.000</li> </ul> </li> <li>• ExxonMobil- Campo de petróleo de Labarge- Wyoming, EUA- volume indisponível</li> </ul>

	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Penn West Petroleum Ltd- fonte indisponível- Canadá- volume indisponível</li> <li>• Conestoga Energy Partners- fermentação de etanol de milho- EUA- volume indisponível</li> </ul>
<b>Armazenamento químico</b>	<b>Empresas envolvidas- origem do CO<sub>2</sub>- país de aplicação- Volume anual (tCO<sub>2</sub>/ano)</b>
Produção de ureia	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Luzhou Natural Gas Chemicals (Group)- Unidade de reforma da produção de amônia-China- 58.400</li> <li>• Petronas Fertilizer Co.- Unidade de reforma da produção de amônia- Malásia- 59.000</li> <li>• Indo Gulf Fertilizer Co.- Unidade de produção de amônia- Índia- 54.750</li> </ul>
Produção de carbonato de sódio	<ul style="list-style-type: none"> <li>• IMC Global Inc- Geração de eletricidade a carvão- EUA- 288.000</li> </ul>

**Notas:** <sup>1</sup>Refere-se ao resultado da soma da demanda da carbonatação de bebidas com a demanda do processamento de alimentos.

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

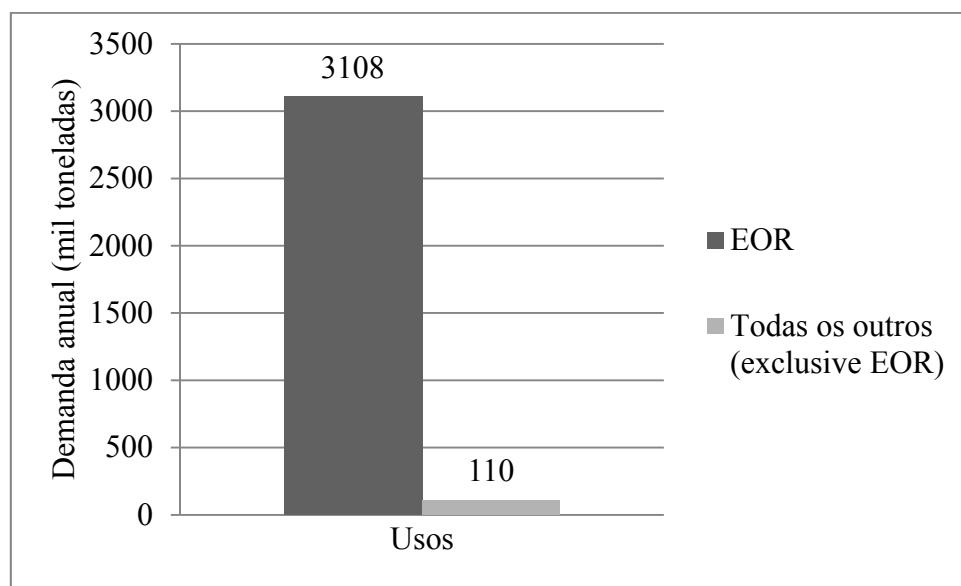
A análise dos dados da tabela 5-3 possibilita tirar algumas conclusões, quais sejam:

- As principais fontes de CO<sub>2</sub> nestes projetos são: gases de exaustão de termelétricas a carvão ou a gás (oito projetos) e processos de produção de H<sub>2</sub>, incluídos aqui os projetos relacionados à gasificação de carvão (cinco projetos);
- Seis projetos estão associados a EOR, o processamento de alimentos representa a destinação de quatro projetos, três projetos estão envolvidos com a carbonatação de bebidas, três com a produção de ureia e um com a produção de carbonato de sódio;
- À exceção do projeto denominado “Warrior Run Power Plant”, todos os outros projetos associados a um grande volume capturado (entre 1,0 e 5,0 milhões de

toneladas de CO<sub>2</sub> por ano) armazenam geologicamente o CO<sub>2</sub>. O projeto denominado “Warrior Run Power Plant” destina 1,5 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> por ano para o processamento de alimentos e o preenchimento de extintores de incêndio.

- O restante dos projetos foi implementado para capturar entre 32 e 288 mil toneladas de CO<sub>2</sub> por ano e destiná-lo à carbonatação de bebidas, processamento de alimentos, produção de ureia e produção de carbonato de sódio.

A figura 5-1 compara a demanda média de CO<sub>2</sub> (milhares de toneladas de CO<sub>2</sub> por ano) dos projetos associados a EOR com a demanda média dos projetos que não estão associados a EOR. Nesta figura, a demanda média dos projetos não associados a EOR é calculada com base nos dados de demanda de todos os projetos (exclusive EOR), incluindo dados de demanda dos projetos de carbonatação de bebidas, processamento de alimentos, produção de ureia e produção de carbonato de sódio.

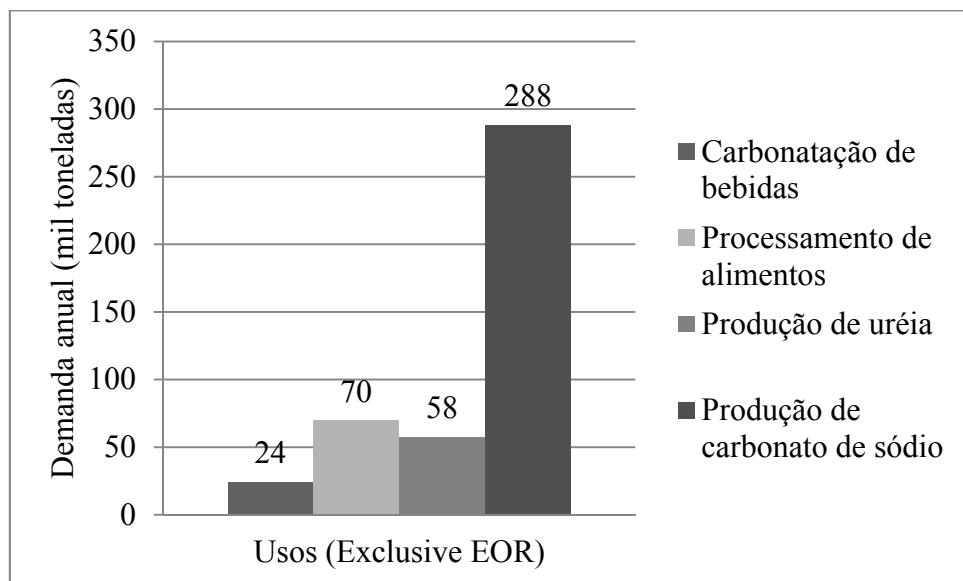


**Figura 5-1: Demanda média dos projetos agrupados por tipo de uso de CO<sub>2</sub>**

Fonte: Elaborado com base nos dados de IEAGHG (2013)

A figura 5-2 compara a demanda média de CO<sub>2</sub> (milhares de toneladas de CO<sub>2</sub> por ano) dos projetos não associados a EOR. Nesta figura, cada valor representa a média das demandas de CO<sub>2</sub> dos projetos associados a um mesmo tipo de uso (tabela 5-3). Na construção das figuras 5-1 e 5-2 não se inclui a demanda de CO<sub>2</sub> do maior projeto (1.500.000 toneladas por ano, tabela 5-3) no cálculo da demanda média dos projetos associados ao processamento de alimentos. Isto ocorre porque os outros três projetos

associados ao processamento de alimentos apresentam uma demanda média de 70.000 toneladas por mês.



**Figura 5-2: Demanda média dos projetos agrupados por tipo de uso (exclusive EOR) de CO<sub>2</sub>**

Fonte: Elaborado com base nos dados de IEAGHG (2013)

Tendo em vista a importância do EOR em relação ao volume de CO<sub>2</sub> que pode ser demandado por um projeto que envolva este uso, a tabela 5-4 apresenta alguns projetos de captura e estocagem geológica (incluindo ou não EOR) em diferentes fases de desenvolvimento. A tabela A4-2 (Anexo 4) apresenta estes projetos de maneira mais detalhada.

**Tabela 5-4: Projetos de captura e estocagem geológica (incluindo ou não EOR) em diferentes fases de desenvolvimento**

<b>Nome do projeto</b>	<b>Fonte de CO<sub>2</sub></b>	<b>Volume estocado (tCO<sub>2</sub>/ano)</b>
In Salah Project; Snohvit LNG Project; Otway Basin Project e Rangely CO <sub>2</sub> Project	Associada à produção de gás natural e/ou óleo bruto	Entre 66666 e 900000
Ciuden Project; Termelétrica em Callide; Mountaineer; Schwarze Pumpe; Mongstad Project e CASTOR- CO <sub>2</sub> from capture to storage	Associada à queima de combustíveis fósseis	Entre 8760 e 100000
CO <sub>2</sub> Injection at Pembina Cardium Enhanced Oil Recovery Pilot Project	Não divulgada	Não divulgado

A tabela 5-4 mostra que as fontes de CO<sub>2</sub> mais associadas aos projetos envolvendo estocagem geológica são a queima de combustíveis fósseis (seis projetos) e a produção de gás natural e/ou óleo bruto (quatro projetos). Além disso, em apenas dois projetos (de um total de onze) a estocagem associa-se ao EOR. Três dentre, seis projetos que divulgam a quantidade estocada estão associados à estocagem de grandes volumes anuais de CO<sub>2</sub> (entre 645 e 900 mil toneladas por ano).

Dada a importância, para esta tese, da análise de exemplos de captura e estocagem de CO<sub>2</sub> derivado de processos fermentativos para a produção de etanol, a

tabela 5-5 apresenta os principais projetos no mundo de estocagem de CO<sub>2</sub> proveniente de fermentação de açúcar. As duas destinações identificadas apontam para a estocagem geológica, associada ou não a EOR.

**Tabela 5-5: Projetos de captura e sequestro de CO<sub>2</sub> de fermentação de açúcar no mundo**

Nome do Projeto/Empresa executora/ Início da operação da captura	País/Região	Fonte do CO <sub>2</sub>	Uso do CO <sub>2</sub>	Volume anual (tCO <sub>2</sub> /ano)	Tipo/Custo da captura
Arkalon Bioethanol Plant/ Conestoga Energy Partners/ 3º trimestre de 2009	EUA/Liberal, Kansas	Fermentação para produção de etanol de milho - 417 milhões de litros de etanol/ano <sup>1</sup>	EOR- próximo a Booker-Texas	170.000 a 180.000 (60% do CO <sub>2</sub> produzido)	Não mencionado
Illinois Basin Decatur Project/Archer Daniels Midland Company and Schlumberger Carbon Services/ Início de 2010 <sup>4</sup>	EUA/Decatur, Illinois	Fermentação para produção de etanol de milho <sup>2</sup>	Estocagem na formação salina do Monte Simon Sandstone	333.333	Estação de desidratação e compressão, comprimindo-o até a fase líquida
Renewable CO <sub>2</sub> Capture and Storage from sugar fermentation industry in the state of São Paulo/GEF/2007-2011 <sup>3</sup>	Brasil/estado de São Paulo	Fermentação para produção de etanol de cana	Não definido	Não definido	Não definido

**Nota:** <sup>4</sup>IEAGHG (2013) categoriza este projeto como “P&D em Estocagem Geológica”

Fontes:<sup>1</sup>AGSTOCKTRADE, 2014; <sup>2</sup>MGSC, 2013; <sup>3</sup>UNDP, 2010

Especificamente, o projeto “Renewable CO<sub>2</sub> Capture and Storage from sugar fermentation industry in the state of São Paulo” visa desenvolver atividades de preparação para implementação do projeto, que envolvem a definição dos resultados esperados, das estratégias de implementação e a realização de estudos de pré-viabilidade e de análises associadas às capacidades regulatória e institucional para a disseminação

deste tipo de projeto piloto (UNDP, 2010). Durante o Segundo Congresso Brasileiro de CO<sub>2</sub>, o doutor José Roberto Moreira afirmou que o projeto havia sido suspenso, tendo em vista dependera de financiamento privado para parte dos custos totais do projeto, o que não foi alcançado (COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2013).

Além de analisar os projetos de captura e estocagem ou uso de CO<sub>2</sub> no mundo, é importante pesquisar outros projetos desta natureza que vêm sendo implementados no Brasil, dado que estes podem indicar os usos mais promissores, e as tecnologias mais utilizadas, no país.

Outros projetos importantes de captura e estocagem geológica ou uso de CO<sub>2</sub>, que vêm sendo implementados no Brasil e não estão incluídos nas tabelas 5-3, 5-4 ou 5-5 são o EOR no campo de Miranga, a avaliação das opções de estocagem de CO<sub>2</sub> dos campos do Pré-Sal e o projeto conhecido como “CEPAC Carbometano Porto Batista” (CÂMARA et al., 2013; BECK et al., 2011).

O projeto de EOR no campo de Miranga vem sendo executado pela Petrobras desde 1991. O campo de Miranga localiza-se na bacia do Recôncavo. O CO<sub>2</sub> é proveniente da planta de produção de fertilizantes (FAFEN), localizada no distrito industrial de Camaçari-BA. Tal gás é oriundo da produção de amônia. O gás é transportado por 75 km de carbodutos. Estocagem em campos de gás depletados e em aquíferos salinos também são alternativas avaliadas neste projeto (CÂMARA et al., 2013).

Dado que a Petrobras se comprometeu a não liberar na atmosfera o CO<sub>2</sub> associado ao petróleo das jazidas do Pré-Sal, seis diferentes opções de estocagem vêm sendo analisadas técnica e economicamente como candidatas à estocagem deste gás, quais sejam: EOR no pré-sal, EOR em campos de petróleo pesado na bacia de Santos, estocagem em aquíferos salinos, estocagem em campos depletados de gás, estocagem em cavernas de sal, e o transporte para o continente visando dar-lhe algum uso industrial. As alternativas que têm apresentado maior potencial são aquelas associadas a EOR, tendo em vista as vantagens associadas à produção adicional de petróleo e à estocagem eficaz de CO<sub>2</sub> (CÂMARA et al., 2013; BECK et al., 2011).

O projeto “CEPAC Carbometano Porto Batista” é um projeto de demonstração na área de ECBM que vem sendo desenvolvido pelo Centro de Excelência em Pesquisa

de Estocagem de Carbono (CEPAC), em parceria com a Petrobras e a Copelmi. A proposta é injetar CO<sub>2</sub> no campo de Charqueadas, tendo já sido concluída a fase de perfuração (CÂMARA et al., 2013; BECK et al., 2011).

Também é relevante a análise do perfil do mercado brasileiro de comercialização de CO<sub>2</sub>. Através desta análise é possível desvendar quais são os usos que poderiam se favorecer do aprendizado tecnológico, quais as principais regiões consumidoras de CO<sub>2</sub> e qual a demanda da região Centro-Sul por este gás.

A tabela 5-6 apresenta as empresas brasileiras que comercializam dióxido de carbono, acompanhado das capacidades produtivas destas em 2010 e de suas localizações.

**Tabela 5-6: Capacidade instalada das comercializadoras brasileiras de CO<sub>2</sub>**

Empresa	Capacidade instalada em 2010 (t/ano)	Localização
Air Liquide	n.d.	n.d.
Air Products	42.700	Mogi das Cruzes-SP e Camaçari-BA
Gás Carbônico	8.640	Manaus-AM
GPC Química	32.000	Rio de Janeiro-RJ
Linde	n.d.	n.d.
Petrobras-Fafen-BA	618.750	Camaçari-BA
Petrobras-Fafen-SE	506.880	Laranjeiras-SE
White Martins	294.000 <sup>1</sup>	n.d.
White Martins Nordeste	n.d.	Jaboatão dos Guararapes-PE; Laranjeiras-SE; Camaçari-BA e Cabo de Santo Agostinho-PE
Carbo Gás	160.600 <sup>2</sup> , sendo 65700 em Linhares-ES e 94900 em Vitória de Santo Antão-PE	Vitória de Santo Antão-PE; Linhares-ES
Total	1.663.570	—

Fontes: Elaboração própria a partir de ABIQUIM, 2011; <sup>1</sup>ABIQUIM, 2010;

<sup>2</sup>PEDESENVOLVIMENTO, 2014

Segundo ESPÍRITO SANTO EM AÇÃO<sup>91</sup> (2012), a CarboGás, que já possui uma unidade de produção de dióxido de carbono de grau alimentício na cidade de Linhares, estado do Espírito Santo, está prestes a inaugurar uma segunda planta com capacidade para produzir 6t/h de CO<sub>2</sub>. Uma planta de 6t/h equivale a 144 t/dia, que é o que emite uma unidade de fermentação de etanol de tamanho médio, produzindo cerca

---

<sup>91</sup>Organização Não Governamental capixaba que visa a tornar as empresas mais conscientes e participativas em seu papel econômico e social.

de 70 milhões de litros de etanol/safra<sup>92</sup> (tabela 2-6). O consumo desta planta da CarboGás equivale a 0,3% da emissão de toda a fermentação para a produção de etanol no Centro-Sul na safra 2012/2013 (UNICA, 2014).

A tabela 5-7 permite verificar que, da capacidade total de oferta, 26% (434.400 t/ano) se localizam na região Centro-Sul<sup>93</sup> (ABIQUIM, 2010), o que representa em torno de 2,7% do CO<sub>2</sub> emitido na safra 2012/2013 pela fermentação do etanol nesta região do país<sup>94</sup> (UNICA, 2014).

A tabela 5-7 apresenta a fonte e as aplicações do CO<sub>2</sub> comercializado por empresa.

---

<sup>92</sup>Considerando a densidade do etanol igual a 0,79 t/m<sup>3</sup> e que a combustão de cada tonelada de etanol emite 0,96 t de CO<sub>2</sub>, uma planta que produz 70 milhões de litros de etanol por safra emite 53.088 t de CO<sub>2</sub>. Considerando que uma safra corresponda a um ano de produção, dividindo esta massa de CO<sub>2</sub> por 365 dias, encontra-se uma emissão média diária de 145 toneladas deste gás.

<sup>93</sup>Considerou-se neste cálculo toda a oferta da Air Products e da White Martins para o Centro-Sul. Segundo ABIQUIM (2010), toda a oferta de CO<sub>2</sub> da White Martins provém de diversas fábricas e a empresa possui instalações em: Araucária-PR; Americana-SP; Divinópolis-MG; Ipatinga-MG; Cubatão-SP; Betim-MG; Mauá-SP; Belo Horizonte-MG; Santo André-SP; Jacareí-SP; Juiz de Fora-MG; Congonhas-MG; Piracicaba-SP; Santa Bárbara-MG; Volta Redonda-RJ; Duque de Caxias- RJ; Hidrolândia-GO e Joinville-SC.

<sup>94</sup>Na safra 2012/2013, a fermentação de etanol no Centro-Sul emitiu 15,9 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> (UNICA, 2014). Ou seja, 434.400 toneladas correspondem à 2,7% destas emissões.

**Tabela 5-7: Origem e aplicações de CO<sub>2</sub>**

Empresa	Fonte do CO <sub>2</sub>	Aplicações
Air Liquide	Gás natural	Auxiliar têxtil, bebidas, processo químico, soldagem e corte, tratamento de metais e metalurgia
Air Products	n.d.	Processo químico e tratamento de água
Gás Carbônico	n.d.	Alimentício, bebidas, soldagem e corte, tratamento de metais e metalurgia
GPC Química	n.d.	Processo químico
Linde	n.d.	Processo químico, bebidas, soldagem e corte, tratamento de metais e metalurgia e tratamento de efluentes
Petrobras-Fafen-BA	n.d.	Processo químico
Petrobras-Fafen-SE	n.d.	Processo químico
White Martins	n.d.	Processo químico, bebidas, soldagem e corte, tratamento de metais e metalurgia e tratamento de efluentes
White Martins Nordeste	Energia Elétrica	Bebidas
Carbo Gás	Fermentação para produção de etanol de cana <sup>2</sup>	Processo químico, bebidas, alimentício, enchimento de extintores, entre outros

Fontes: Elaboração própria a partir de ABIQUIM (2010) e ESPÍRITO SANTO EM AÇÃO (2012)

Com relação à coluna “Fonte do CO<sub>2</sub>” na tabela 5-7, apesar de a maioria das empresas não disponibilizar informações acerca da fonte de geração de CO<sub>2</sub>, supõe-se que boa parte deste gás seja gerado como subproduto do processamento de gás natural em hidrogênio. No caso da GPC, por exemplo, a produção de metanol utiliza gás natural como matéria-prima (ABIQUIM, 2010). Já no caso da Petrobras-Fafen-BA e da Petrobras-Fafen-SE, ambas produzem amônia a partir de gás natural (ABIQUIM, 2010), o que gera CO<sub>2</sub> como subproduto. Segundo REVISTATAE (2012), a White Martins deve instalar até 2012 uma fábrica em Minas Gerais, que vai capturar CO<sub>2</sub> do processo

de produção do carbureto de cálcio. Já a White Martins Nordeste deve capturar CO<sub>2</sub> do gás de exaustão gerado na operação de alguma termelétrica, já que ABIQUIM (2010) menciona que a fonte de geração desta empresa é a produção de energia elétrica. Além disso, a Carbo Gás é a única que comercializa CO<sub>2</sub> de origem renovável, especificamente do processo de fermentação para produção de etanol de cana.

Segundo ABIQUIM (2011), 99,3% das vendas internas de CO<sub>2</sub> se destinam a fornecer insumos para processos químicos, enquanto 0,5% se destina ao setor de alimentos, 0,1% é utilizado para o tratamento de metais e metalurgia e 0,1% se destina a outros usos.

As tabelas 5-1 e 5-2 fornecem subsídio para selecionar os usos de acordo com o primeiro critério definido na seção 3.1; ou seja, os usos cujas estimativas de demanda global atual ou futura são as mais significativas. As tabelas 5-3, 5-4 e 5-5 subsidiam a seleção dos usos de acordo com o segundo critério definido na seção 3.1, que favorece aqueles que vêm sendo desenvolvidos por alguma empresa (comercialmente ou não). A observação destas tabelas permite uma seleção preliminar dos seguintes usos: EOR, produção de ureia, carbonatação de bebidas e conservação de alimentos.

Todos estes usos são classificados como atuais por PARSONS BRINCKERHOFF (2011), indicando a maturidade tecnológica destas opções. Tal maturidade é confirmada por projetos que vêm sendo implementados com foco nestes usos. Em termos de quantidade de projetos e volume estocado por ano destaca-se o EOR. A seleção do EOR, da carbonatação de bebidas e da conservação de alimentos para a realização da análise de viabilidade técnica se reforça pelo fato de estes usos já ocorrerem no Brasil (CÂMARA et al., 2013; ABIQUIM, 2010).

Apesar de PARSONS BRINCKERHOFF (2011) considerar a produção de carbonatos de cálcio ou magnésio um uso futuro, IEAGHG (2013) mostra que, nos EUA, a empresa IMC Global Inc vem produzindo carbonato de sódio através da injeção de CO<sub>2</sub> em solução salina (tabela 5-3). Além disso, não foi mencionado nas tabelas 5-3e 5-5 que há duas empresas desenvolvendo processos de produção de carbonatos: Calera e Skyonic Corporation (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011). A Skyonic Corporation desenvolveu um processo para ser aplicado na cimenteira São Francisco Aggregates Ltda, localizada em São Francisco, Texas. Este projeto visa capturar 75 mil toneladas de

$\text{CO}_2$  por ano dos gases de exaustão da cimenteira, e produzir 143 mil toneladas anuais de bicarbonato de sódio (UNIDO, 2010; HASANBEIGI et al., 2012)<sup>95</sup>. Ademais, conforme apresentado na seção 1.3.2.3, GUNNING ET AL. (2010); JO ET AL. (2012); TIAN & JIANG (2012) avaliam o desempenho de processos de produção de carbonatos a partir da reação do  $\text{CO}_2$  com as cinzas de processos industriais. Diante destes fatos, optou-se por incluir a produção de carbonato de cálcio ou magnésio no conjunto de usos que terá a viabilidade técnica analisada.

PARSONS BRINCKERHOFF (2011) aponta a produção de metanol como um uso futuro mais próximo de se tornar atual do que outros usos relacionados a produção de combustíveis, enfatizando que esta rota encontra-se em estágio de demonstração.

No Japão, a síntese de metanol já foi demonstrada através da operação de uma planta piloto de hidrogenação de  $\text{CO}_2$ , que produzira 50 kg/dia de metanol com 99,8% de seletividade (OLAH et al., 2009). Além disso, há outra planta piloto de síntese de metanol por hidrogenação de  $\text{CO}_2$  em construção no Japão. Esta planta pertence à Mitsui Chemicals, terá capacidade de produção de 100 t/ano de metanol e a demanda por  $\text{H}_2$  será atendida através de um processo que se baseia na hidrólise fotoquímica (OLAH et al., 2009). Já, na Islândia, a empresa Carbon Recycling International está construindo a primeira planta comercial de produção de metanol via hidrogenação de  $\text{CO}_2$ . Tal planta utilizará a energia geotérmica local e barata na Islândia. A fonte de  $\text{CO}_2$  para esta planta será o próprio processo de produção de energia geotérmica ou outro processo industrial. O  $\text{H}_2$  será produzido por eletrólise da água (OLAH et al., 2009). A hidrogenação de  $\text{CO}_2$  para a produção de metanol também tem despertado o interesse da Austrália, União Europeia e China, que possuem interesse de reciclar o  $\text{CO}_2$  oriundo de processos industriais (OLAH et al., 2009).

A construção de plantas piloto e comercial de produção de metanol através da hidrogenação de  $\text{CO}_2$ , o interesse de se testar a viabilidade de usos que envolvam a reação de  $\text{H}_2$  com  $\text{CO}_2$  (terceiro critério apresentado na seção 3.1), o fato de o Brasil

---

<sup>95</sup>Estas estimativas confirmam as realizadas por PARSONS BRINCKERHOFF (2011), que afirma que cerca de 0,5 t de  $\text{CO}_2$  seja sequestrada por tonelada de carbonato produzido. Vantagens do processo Calera em comparação ao aplicado pela empresa Skyonic Corporation incluem a dispensa dos processos de separação (captura) e compressão do  $\text{CO}_2$  e a possibilidade de utilizar cinzas e água residual como insumos (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011).

importar quantidades significativas de metanol (MDIC, 2014), o fato de a infraestrutura para a produção de H<sub>2</sub> renovável poder ser aproveitada para produzir tanto ureia quanto metanol renovável e a estimativa de uma demanda global significativa por CO<sub>2</sub> no futuro para produzir metanol (PARSONS BRINCKERHOFF, 2011) são argumentos para a inclusão deste combustível no conjunto de usos que terão a viabilidade técnica analisada.

Para reforçar a importância de analisar o potencial do metanol, OLAH et al. (2009) apontam que a reação de hidrogenação do CO<sub>2</sub> é uma das reações que já ocorre no processo convencional de produção de metanol a partir do gás de síntese, já que a reação de *water gas shift* (para aumentar a produção de H<sub>2</sub>) acaba gerando CO<sub>2</sub>, que reage com o H<sub>2</sub>. Os autores confirmam que a temperatura da reação de hidrogenação do CO<sub>2</sub> é similar a temperatura da reação convencional<sup>96</sup> e que a seletividade da reação de hidrogenação é elevada.

Apesar de a ECBM ser uma opção que também vem sendo testada no Brasil (CÂMARA et al., 2013; BECK et al., 2011), os seguintes fatores desestimularam sua inclusão no conjunto de usos a serem analisados: a maior parte das reservas de carvão está localizada no estado do Rio Grande do Sul, distante das destilarias do Centro-Sul; PARSONS BRINCKERHOFF (2011) classifica este uso como futuro e aponta a possibilidade de este uso consumir CO<sub>2</sub> diluído.

Em suma, o conjunto de usos que terá a viabilidade técnica na seção 5.2 é composto por: EOR, carbonatação de bebidas, empacotamento de alimentos em atmosfera modificada, produção de ureia, metanol e carbonato de cálcio.

## **5.2 Resultados das análises de viabilidade técnica**

### **5.2.1 Carbonatação de bebidas**

Considerando-se apenas o consumo doméstico de bebidas carbonatadas não alcoólicas<sup>97</sup> (refrigerantes), tem-se que em 2010 o consumo per capita de refrigerante no

---

<sup>96</sup>CO + H<sub>2</sub>.

<sup>97</sup>Por considerar que o CO<sub>2</sub> para as bebidas carbonatadas alcoólicas provenha do próprio processo de fermentação da bebida.

país alcançou 86,0 litros, o que resultou na produção doméstica de 16,4 bilhões de litros de refrigerantes naquele ano (ABIR, 2011).

O crescimento da demanda per capita média de refrigerantes no Brasil atingiu índice igual a 3,7% ao ano entre 2005 e 2010 e a população brasileira cresceu em média 1,1% ao ano naquele mesmo período (ABIR, 2011). Associando estas duas taxas de crescimento projeta-se uma demanda incremental de refrigerantes de 4,8% ao ano no período.

Segundo ZHENG & KAISER (2008) entre 1974 e 2005 o consumo médio per capita de refrigerantes nos EUA foi de 167 litros. ABRAS (2014) divulga estimativas realizadas por Euromonitor<sup>98</sup> em 2013 indicando que, nos próximos cinco anos, as vendas brasileiras de refrigerantes devem crescer em média 4,0% ao ano. Alerta-se que as vendas de refrigerantes no Brasil não crescerão no mesmo ritmo do passado (ABRAS, 2014).

Considerando taxas de crescimento anual das vendas de refrigerantes no Brasil de 4,0% ao ano entre 2010 e 2020 e de 2,0% ao ano entre 2020 e 2030, estima-se uma demanda incremental de 13,2 bilhões de litros em 2030 em relação à demanda de 2010.

Considerando um dos menores valores divulgados por BARKER et al. (2002) e por DESCOINS et al. (2006) para a concentração de CO<sub>2</sub> nos refrigerantes, ou seja, 6,2 g/l de bebida<sup>99</sup>, e a estimativa de EPE (2014) que aponta que a demanda por etanol deve chegar a quase 44 milhões de toneladas em 2030<sup>100</sup>, pode-se estimar o potencial de consumo de CO<sub>2</sub> da fermentação para atender a demanda incremental de refrigerantes. A demanda incremental é o resultado da diferença da demanda em 2030 pela demanda em 2010. Sabendo-se que cerca de 0,96 tonelada de CO<sub>2</sub> é emitida na fermentação de cada tonelada de etanol (Eq. 2.1), e considerando que toda a demanda incremental de refrigerantes que surgir entre 2010 e 2030 será suprida com CO<sub>2</sub> da fermentação,

---

<sup>98</sup>Euromonitor International é uma empresa de consultoria com escritório em 80 países. O foco de pesquisa desta empresa é a pesquisa de mercado para diferentes indústrias. Para maiores detalhes vide: <http://www.euromonitor.com/about-us>.

<sup>99</sup>Outros valores são apresentados na seção 1.3.1.1 (capítulo 1).

<sup>100</sup>EPE (2014) apresenta as estimativas em tep/ano. A conversão foi realizada considerando que 1 tep contém 10.000 Mcal e que o PCI do etanol vale 28,2 MJ/kg.

estima-se que o suprimento dessa demanda consuma cerca de 0,2% do CO<sub>2</sub> que deverá ser emitido pelas destilarias do Centro-Sul na safra 2030/2031.

### **5.2.2 EOR**

O gás associado produzido na Bacia de Campos apresenta um teor médio de 0,5% em volume de CO<sub>2</sub> (MAIA, 2007 apud COSTA, 2009). A maior parte das instalações marítimas da Bacia de Campos não possui Unidades de Remoção de CO<sub>2</sub> (MAIA, 2007 apud COSTA, 2009)<sup>101</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).

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 nesta área possuem 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 dezessete dos cinquenta campos de petróleo da Bacia de Campos, quais sejam: 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 m. 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 desta bacia às destilarias de etanol estimula a análise do potencial técnico do uso do CO<sub>2</sub> de destilaria para o EOR-CO<sub>2</sub> nos seguintes campos desta bacia: Carapeba, Linguado, Marimbá, Marlim, Vermelho, Barracuda, Roncador, Caratinga, Namorado, Badejo, Pampo, Garoupa e Albacora. Estes campos foram escolhidos diante da disponibilidade de informações sobre o volume de OOIP (original oil in place) ou de informações sobre as reservas.

---

<sup>101</sup>De acordo com RESOLUÇÃO ANP Nº 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).

A tabela 5-8 apresenta os volumes de OOIP e algumas características dos campos da Bacia de Campos, cujos potenciais técnicos da aplicação de EOR-CO<sub>2</sub> serão analisados nesta tese.

**Tabela 5-8: Características de campos selecionados na 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; 27<sup>8</sup></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*	N.D.	184 <sup>5</sup>	N.D.	70-90 <sup>5</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Vermelho	343*	N.D.	122 <sup>5</sup>	N.D.	70-90 <sup>5</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Marimba	492*	28 <sup>5</sup>	174 <sup>5</sup>	N.D.	383 <sup>5</sup>	N.D.	N.D.	N.D.
Garoupa	164*	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, 2013c

A capacidade de estocagem de CO<sub>2</sub> num reservatório deplecionado de óleo e gás pode ser estimada a partir de informações como o volume de reservas, as características geológicas do reservatório e o comportamento do CO<sub>2</sub> no reservatório. O volume teórico, uma ordem de grandeza para a capacidade efetiva de estocagem, é calculado com base na hipótese de que o CO<sub>2</sub> ocupará o volume ocupado pelos hidrocarbonetos produzidos. O volume efetivo é calculado multiplicando o coeficiente de capacidade efetiva pelo volume teórico. Tal coeficiente ajusta o volume teórico levando em consideração os efeitos de mobilidade, flutuabilidade, saturação em água e força do

aquífero, específicos para cada reservatório. No caso de EOR-CO<sub>2</sub>, a melhor metodologia para calcular o volume de CO<sub>2</sub> que pode ser estocado são simulações numéricas, que simulam o comportamento do reservatório, a quantidade adicional de óleo produzido, e a quantidade de CO<sub>2</sub> que precisa ser injetada e a que é recuperada como parte do processo EOR-CO<sub>2</sub> (BACHU et al., 2007).

HOLT et al. (1995) apresentam resultados da simulação de EOR-CO<sub>2</sub> em vinte e cinco campos de petróleo norte-americanos, mostrando que, 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 estes volumes são considerados nas condições do reservatório. Nas condições padrão<sup>102</sup>, 1.080 m<sup>3</sup> 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> igual a 1,97 kg/m<sup>3</sup> e a densidade do petróleo do campo de Cachalote<sup>103</sup> igual a 921 kg/m<sup>3</sup> (MORAIS, 2013) e utilizando o índice de 1080 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub> estocado/m<sup>3</sup> de petróleo incremental produzido (HOLT et al., 1995), estima-se que os campos de petróleo brasileiros apresentem um 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 esta operação no Recôncavo Baiano. Os resultados da simulação apontam para uma 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 ficam armazenadas 1,4 toneladas de CO<sub>2</sub>.

Os resultados da simulação realizada por HOLT et al. (1995) mostram que a injeção do CO<sub>2</sub> permite uma produção incremental média de 13,2% do OOIP (original oil in place). Já segundo Gaspar et al. (2005c) apud RAVAGNANI (2007), estima-se que 3,65 milhões de barris de óleo serão produzidos devido à aplicação de EOR nos campos do Recôncavo. Tendo em vista que a quantidade de OOIP naqueles campos é de

---

<sup>102</sup> p=1 atm; T=25°C.

<sup>103</sup> 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). Isto porque o grau API deste campo não se encontra disponível na literatura.

38,00 milhões de barris de óleo (RAVAGNANI, 2007), estima-se que a aplicação de EOR permita uma produção adicional de petróleo equivalente a cerca de 10% do OOIP.

A tabela 5-9 apresenta a produção diária média de petróleo, a profundidade média e a data de início de produção dos campos analisados nesta tese.

**Tabela 5-9: Produção diária média de petróleo, profundidade média e data de início de produção de Campos de Petróleo na Bacia de Campos**

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, 2013

Considerando que a aplicação de EOR nos campos da bacia de Campos permita a produção adicional de 10% do OOIP (Gaspar et al., 2005c apud RAVAGNANI, 2007; RAVAGNANI, 2007), e que a quantidade de petróleo produzido por dia permaneça igual à apresentada na tabela 5-9, é possível estimar, para cada campo, o número de anos de produção incremental de petróleo com o uso de EOR-CO<sub>2</sub>. Além disso, considerando uma taxa de armazenamento de 1,4 toneladas de CO<sub>2</sub> por tonelada de petróleo produzido (RAVAGNANI, 2007), é possível estimar o consumo anual de CO<sub>2</sub>

durante o período de vida útil do EOR. A tabela 5-10 apresenta estimativas da produção incremental de petróleo (durante toda a vida útil do EOR), da produção anual de petróleo, do consumo anual de CO<sub>2</sub> e do número de anos de produção incremental de petróleo com o uso de EOR-CO<sub>2</sub>.

**Tabela 5-10: Estimativas da produção incremental de petróleo, 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	Produção incremental de petróleo com o uso de EOR-CO <sub>2</sub> (milhões de m <sup>3</sup> ) <sup>1</sup>	Estimativa da produção anual de petróleo com o uso de EOR-CO <sub>2</sub> (milhares de m <sup>3</sup> ) <sup>2</sup>	Estimativa de consumo anual de CO <sub>2</sub> para uso em EOR-CO <sub>2</sub> (milhões de m <sup>3</sup> ) <sup>3</sup>	Estimativa do número de anos de produção incremental de petróleo com o uso de EOR-CO <sub>2</sub> <sup>4</sup>
Barracuda	43	5.994	3.923	7
Caratinga	22	2.173	1.422	10
Namorado	11	798	522	14
Albacora	42	2.556	1.673	17
Roncador	111	15.020	9.831	7
Marlim	101	10.642	6.966	10
Badejo	2	35	23	53
Linguado	9	46	30	190
Pampo	20	767	502	26
Carapeba	8	698	457	12
Vermelho	5	435	285	13
Marimba	8	1.179	771	7
Garoupa	3	229	150	11

**Notas:** Consideraram-se nos cálculos a densidade do petróleo igual a 921 kg/m<sup>3</sup> (MORAIS, 2013) e a densidade do CO<sub>2</sub> igual a 1,97 kg/m<sup>3</sup>.

Salienta-se que os valores da última coluna foram calculados considerando-se que a produção de petróleo durante a recuperação avançada será igual à média de produção dos anos 2004, 2005 e 2006.

Fontes: Elaboração própria baseada em <sup>1,3,4</sup>RAVAGNANI, 2007; <sup>1,4</sup>ASSIS et al., 1998; <sup>1,4</sup>LOPES, 2004; <sup>1,4</sup>ANP, 2013b; <sup>1,4</sup>HORSCHUTZ et al., 1992; <sup>1,4</sup>BOSCO, 2007 apud ROCKETT et al., 2013; <sup>2,4</sup>ANP, 2013

Para se ter uma ideia, as emissões de todas as destilarias do Centro-Sul na safra 2012/2013 foram de cerca de 15,9 Mt CO<sub>2</sub>, ou seja, cerca de 8.044 milhões<sup>104</sup> de m<sup>3</sup>. Isto significa que toda a oferta de CO<sub>2</sub> das destilarias do Centro-Sul poderia permitir a recuperação avançada de petróleo de alguns ou vários campos de petróleo da bacia de Campos, dependendo do tamanho do campo.

Cada um dos três campos, cuja demanda anual equivale de 50 a 100% do volume de CO<sub>2</sub> emitido pela fermentação do Centro-Sul na safra 2012/2013, tem capacidade de estocagem para cerca de 10 anos<sup>105</sup>. Outros dois poços que podem, cada um, demandar cerca de 20% do volume de CO<sub>2</sub> emitido pela fermentação do Centro-Sul na safra 2012/2013, possuem capacidade de estocagem suficiente para cerca de 15 anos. Há ainda outros quatro poços, cuja capacidade anual de cada um seria suficiente para estocar em torno de 7% do CO<sub>2</sub> por um tempo variando entre aproximadamente 10 e 25 anos para cada um deles. Por fim, outros dois poços demandariam cada um cerca de 3% do CO<sub>2</sub> por cerca de 10 anos e dois outros poços apresentam potencial técnico desprezível (menor do que 1% da emissão da fermentação do Centro-Sul).

### **5.2.3 Empacotamento de alimentos**

Apesar de a seção 1.3.1.3 ser intitulada “Processamento de alimentos”, descrevendo o uso do CO<sub>2</sub> como fluido refrigerante ou como gás utilizado para empacotar alimentos em atmosfera modificada (MAP), a estimativa do potencial técnico se limitou a analisar o segundo uso (MAP), o que levou a modificação do título desta seção em relação ao título da seção 1.3.1.3 (capítulo 1).

A estimativa do volume de CO<sub>2</sub> que poderia ser utilizado no empacotamento de alimentos no Brasil parte da premissa de que seria viável embalar em atmosfera modificada (MAP) apenas os alimentos industrializados destinados à exportação para os países desenvolvidos.

No Brasil, a exportação total<sup>106</sup> de alimentos em 2010 representou uma receita de US\$ 97 bilhões, e um volume de 99.400 toneladas (ABIA, 2014). Dividindo a receita

---

<sup>104</sup>Considerada uma densidade do CO<sub>2</sub> de 1,97 kg/m<sup>3</sup>.

<sup>105</sup>Considerando que a estocagem seja realizada utilizando apenas um campo por vez.

<sup>106</sup>Classificados como agronegócio e processados (ABIA, 2014).

total pelo volume total de alimentos exportados em 2010, encontra-se um valor médio de US\$ 0,98 milhão por tonelada de alimento exportado (ABIA, 2014). Cerca de 30% da receita da exportação de alimentos processados em 2010 proveio de países desenvolvidos (ABIA, 2014). No ano de 2013, a exportação brasileira de alimentos processados<sup>107</sup> alcançou US\$ 43,0 bilhões (ABIA, 2014b). Supondo que a participação dos países desenvolvidos na importação de alimentos processados não variou entre 2010 e 2013, estima-se que estes países gastaram, em 2013, US\$ 12,9 bilhões com a importação de alimentos processados do Brasil. Dividindo este gasto (US\$ 12,9 bilhões) pelo valor médio da receita da exportação de cada tonelada de alimento em 2010 (US\$0,98 milhão/t), estima-se que, em 2013, os países desenvolvidos importaram cerca de 13 mil toneladas de alimentos processados do Brasil.

Supondo que para embalar cada quilograma de alimento sejam utilizados dois gramas de CO<sub>2</sub> (AL-NEHLAWI et al., 2013)<sup>108</sup>, estima-se que, se todo alimento processado destinado a exportação para os países desenvolvidos passasse a ser embalado em atmosfera modificada (MAP), haveria uma demanda anual de 26 toneladas de CO<sub>2</sub>. Tal demanda representa menos de 0,0002% das emissões da fermentação de etanol no Centro-Sul na safra 2012/2013.

#### **5.2.4 Metanol**

O produto entre a massa de cana moída e 155 kWh, que equivale à quantidade de energia elétrica excedente<sup>109</sup> por tonelada de cana processada (Dantas, 2013), 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 um potencial de produção de 84,2 TWh de energia elétrica excedente no Centro-Sul.

---

<sup>107</sup>Exclui os alimentos in natura e os associados ao agronegócio (ABIA, 2014b).

<sup>108</sup>Esta é uma generalização dos dados apresentados por AL-NEHLAWI et al. (2013), já que estes autores tratam apenas da embalagem de carne de frango. Para maiores detalhes vide capítulo 1, seção 1.3.1.3.

<sup>109</sup>Que excede o autoconsumo da usina.

Considerando que a produção de cada tonelada de metanol consome 12,7 MWh (tabela 4-8), a repotenciação das usinas do Centro-Sul permitiria gerar energia excedente suficiente para produzir cerca de 6,5 Mt<sup>110</sup> de metanol.

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 o uso da eletricidade excedente da queima do bagaço, naquele ano teriam sido consumidas em torno de 880 mil toneladas de CO<sub>2</sub> (Eq. 1.16).

Considerando que, na safra 2012/2013, a fermentação de etanol no Centro-Sul gerou 15,9 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub>, a captura deste gás e o seu uso na produção de metanol, substituindo a importação deste combustível no ano de 2012, poderia ter demandado 6% das emissões daquela safra (2012/2013).

### 5.2.5 Ureia

Considerando que a produção de cada tonelada de ureia consome 7,2 MWh (tabela 4-11), a quantidade de energia elétrica, que tornaria excedente com a repotenciação das usinas do Centro-Sul na safra 2012/2013, seria suficiente para produzir cerca de 11,7 Mt de ureia.

Segundo MDIC (2014), em 2012 foram importadas cerca de 2,9 milhões de toneladas de ureia. Supondo que toda a ureia importada em 2012 pudesse ter sido produzida internamente a partir de hidrogênio gerado pela reforma a vapor do gás natural, pelo balanço de massa da equação 1.5, considerando 100% de seletividade pela reação de produção de ureia, poderia ter sido consumido 0,5 milhão de tonelada de CO<sub>2</sub> não cativo. Esta quantidade, 0,5 milhão de toneladas, equivale a 0,5% das emissões da fermentação de etanol no Centro-Sul na safra 2012/2013. As emissões totais da safra 2012/2013 nessa região alcançaram 15,9 Mt de CO<sub>2</sub><sup>111</sup>.

---

<sup>110</sup> Mt é sigla para milhões de toneladas.

<sup>111</sup>Para maiores detalhes sobre o cálculo desta estimativa vide capítulo 2.

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 ureia importada em 2012 teria possibilitado o consumo de 2,1 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> não cativo como, por exemplo, o oriundo da fermentação de açúcar. Esta quantidade (2,1 milhões de toneladas) equivale a 13,2 % das emissões da fermentação de etanol no Centro-Sul na safra 2012/2013.

### **5.2.6 Carbonato de cálcio**

O potencial de uso de CO<sub>2</sub> para a produção de carbonato de cálcio é calculado com base na hipótese de que o que limita a produção deste produto é a disponibilidade de cinzas. Supondo que apenas as cinzas da queima do lodo dos resíduos da indústria de papel e as cinzas da produção de cimento<sup>112</sup> das fábricas do Centro-Sul sejam usadas na produção, a partir da informação sobre a disponibilidade destas cinzas, é possível calcular a quantidade de CO<sub>2</sub> necessária a reação com estas cinzas visando a produção de carbonato de cálcio.

Em 2013, a indústria brasileira produziu 15,1 milhões de toneladas de celulose. Neste mesmo ano, consumiu 4,5 milhões de toneladas de papel reciclado (BRACELPA, 2014). Segundo CETESB (2008), no ano de 2005, os estados do Centro-Sul responderam por cerca de 85% da produção de celulose e por quase 93% da produção de papel. Supondo que, em 2013, a participação do Centro-Sul na produção nacional de celulose tenha sido igual a de 2005 e, a razão entre o consumo de papel reciclado e a quantidade de celulose produzida no Centro-Sul tenha o mesmo valor desta razão para o Brasil, estima-se que, em 2013, a indústria de celulose e papel do Centro-Sul tenha sido responsável pela produção de 12,8 milhões de toneladas de celulose e pelo consumo de 4,2 milhões de toneladas de papel reciclado.

Supondo que as fábricas de celulose do Centro-Sul geraram 37 quilogramas de lodo por tonelada de pasta celulósica produzida (CAPUTO et al., 2001 apud CAMPREGHER, 2005) e 36 quilogramas de lodo por tonelada de papel reciclado utilizado<sup>113</sup> (CAMPREGHER, 2005) estima-se que, em 2013, a produção de pasta

---

<sup>112</sup>Para maiores detalhes vide seção 1.3.2.3.

<sup>113</sup>Para maiores detalhes sobre estes valores vide capítulo 1.

celulósica gerou, no Centro-Sul, 474 mil toneladas de lodo e, o processo de produção a partir de papel reciclado gerou, nesta mesma região, 151 mil toneladas de lodo. Ou seja, estima-se que, em 2013, todas as fábricas de papel situadas no Centro-Sul geraram cerca de 625 mil toneladas de lodo.

Supondo que a massa das cinzas da incineração do lodo da indústria de papel equivale a 40% da massa inicial do lodo incinerado (DABWAN et al., 2012), estima-se que, se todo o lodo gerado na indústria de papel do Centro-Sul em 2013 tiver sido incinerado, foram produzidas 250 mil toneladas de cinzas.

Considerando a segunda menor estimativa da massa de CO<sub>2</sub> absorvida pela carbonatação das cinzas do lodo gerado na indústria de papel (figura 1-3)<sup>114</sup>, estima-se que as fábricas do Centro-Sul seriam capazes de, em 2013, consumir cerca de 60 mil toneladas de CO<sub>2</sub> para carbonatar seus resíduos, o que equivale a cerca de 0,4% das emissões da fermentação de etanol no Centro-Sul alcançaram na safra 2012/2013.

Segundo SNCI (2012), no ano de 2012 o Brasil produziu 68,8 milhões de toneladas de cimento, tendo o Centro-Sul sido responsável por quase 75% do volume total de produção. Para estimar a massa de material particulado (MP) disponível nos fornos de cimento do Centro-Sul no ano de 2012 supõe-se que todo o cimento produzido nesta região tenha sido Portland tipo II (SNIC, 2012), com 70% em massa de clínquer (ABNT, 2009 apud OLIVEIRA, 2012). Supondo que 60 quilogramas de MP são recuperados por tonelada de clínquer produzido<sup>115</sup> (SCHORCHT et al., 2013), estima-se uma geração de 2,2 milhões de toneladas de MP nos fornos de cimento da região Centro-Sul no ano de 2012.

Considerando a estimativa da massa de CO<sub>2</sub> absorvida pela carbonatação do MP dos fornos de cimento (figura 1-3), estima-se que as cimenteiras do Centro-Sul seriam capazes de, em 2012, consumir cerca de 200 mil toneladas de CO<sub>2</sub> para carbonatar seu MP, o que equivale a 1,3 % das emissões da fermentação de etanol no Centro-Sul na safra 2012/2013.

---

<sup>114</sup> Equivale ao aumento de 24% na massa das cinzas após a carbonatação.

<sup>115</sup>Para detalhes vide capítulo 1.

Em suma, estima-se que a produção de carbonato de cálcio a partir da carbonatação do lodo da indústria de papel e do MP dos fornos de cimento das fábricas do Centro-Sul seria capaz de consumir 1,7% do CO<sub>2</sub> emitido na fermentação da produção de etanol realizada nesta região do país.

Apesar de o potencial apresentado no parágrafo anterior não ser desprezível, conforme salientado na seção 1.3.2.3 as indústrias de papel e de cimento também são fontes importantes de CO<sub>2</sub>. Além disso, IEA (2013) estima que, em 2030, o volume de CO<sub>2</sub> capturado no setor cimento deve equivaler a 10% das emissões deste setor e, em 2050, esta porcentagem deve alcançar 25%. Destaca-se também, que boa parte das emissões de MP dos fornos de cimento costuma retornar ao processo de produção como matéria-prima da produção deste insumo (CNI, 2012), ou seja, o uso do MP como insumo do processo de carbonatação concorreria com o seu uso como matéria-prima do processo de produção de cimento.

A tabela 5-11 apresenta o potencial de demanda de CO<sub>2</sub> para diversos usos deste gás. A terceira coluna da tabela 4-10 apresenta a quantos por cento da emissão da fermentação no Centro-Sul na safra 2012/2013 corresponde o potencial de demanda de cada uso.

**Tabela 5-11: Consumo de CO<sub>2</sub> para diversos usos**

Uso	Potencial de demanda anual de CO <sub>2</sub> (Mt)	% do CO <sub>2</sub> emitido pela fermentação de açúcar no Centro-Sul na safra 2012/2013
EOR	2,4-15,9 <sup>1</sup>	15-100
Produção de ureia – rota de produção do H <sub>2</sub> - Reforma a vapor do metano	0,5	3,1
Produção de ureia – rota de produção do H <sub>2</sub> -	2,1	13,2

Eletrólise da H <sub>2</sub> O – Eletricidade da queima do bagaço		
Produção de metanol – rota de produção do H <sub>2</sub> - Eletrólise da H <sub>2</sub> O – Eletricidade da queima do bagaço	0,9	6,0
Produção de carbonato de cálcio - uso de resíduos das indústrias de papel e celulose e da indústria de cimento da região Centro-Sul	0,3	1,7
Carbonatação de bebidas- atendimento da demanda incremental de 2010 a 2030 de bebidas carbonatadas	0,08	0,2 <sup>2</sup>
Empacotamento em MAP de alimentos industrializados para exportação para países desenvolvidos <sup>3</sup>	0,00003	0,0002
Soma de todos os potenciais (exclusive EOR e a rota de produção de ureia com H <sub>2</sub> produzido via reforma a vapor)	3,4	21,4

**Nota:**<sup>1</sup> Esta faixa inclui o potencial de estocagem de 70% dos campos analisados (tabela 5-10).

<sup>2</sup>Apenas o percentual referente a este uso corresponde a projeção da safra 2030/2031.

<sup>3</sup>Diferente da estimativa global que apresenta a soma do potencial de empacotamento via MAP, com o de processamento e o de conservação de alimentos.

O uso que indica maior potencial técnico é o EOR na bacia de Campos. Dependendo do campo de petróleo onde o EOR fosse implantado na bacia de Campos, poderia haver o consumo de até 100% do CO<sub>2</sub> emitido pelas destilarias do Centro-Sul na safra 2012/2013. Salienta-se que os campos cujo potencial de consumo anual de CO<sub>2</sub> é elevado, apresentam um número de anos disponível para o uso reduzido (tabela 5-10). Além disso, estudos geológicos mais detalhados e testes operacionais seriam

necessários para confirmar o potencial técnico derivado da aplicação de EOR nestes campos.

O segundo uso em termos de potencial técnico é a produção de ureia, que se beneficia tanto da maturidade tecnológica quanto do potencial de demanda por CO<sub>2</sub> não cativo, especialmente se o H<sub>2</sub> usado na produção for de origem renovável.

O terceiro uso em termos de potencial técnico é a produção de metanol renovável<sup>116</sup>, tendo em vista tanto a maturidade tecnológica quanto o potencial de demanda, especialmente quando comparado ao potencial de demanda dos demais usos analisados. Salienta-se que o potencial global futuro apontado por PARSONS BRINCKERHOFF (2011) aponta um potencial de demanda de CO<sub>2</sub> para este uso equivalente ou superior à demanda derivada do uso deste gás para EOR.

O carbonato de cálcio é o quarto uso em relação ao potencial de demanda por CO<sub>2</sub>. O quinto uso em relação ao potencial de demanda é a carbonatação de bebidas, e o último uso neste ranking é o empacotamento via MAP, que apresenta uma demanda muito pequena quando comparada à de outros usos. Salienta-se a necessidade de pesquisas adicionais para que este potencial seja somado ao associado ao processamento e à conservação de alimentos, conforme costuma ser apresentada a estimativa global<sup>117</sup>.

Enfatiza-se que qualquer estimativa de potencial de demanda baseia-se em hipóteses de mercado. Por exemplo, a estimativa da demanda potencial de CO<sub>2</sub> para EOR baseia-se em hipóteses que cada poço produzirá anualmente o volume que vem produzindo recentemente<sup>118</sup> e que este petróleo será produzido com preço competitivo para ser comercializado. A estimativa da demanda potencial de CO<sub>2</sub> para permitir que a produção nacional de ureia e metanol substitua a importação destes produtos, baseia-se na hipótese de que o metanol e a ureia serão produzidos a preços competitivos com os

---

<sup>116</sup>A expressão renovável se refere à origem renovável do H<sub>2</sub>.

<sup>117</sup>PARSONS BRINCKRHOFF (2011), por exemplo, estima o potencial agregado do processamento, empacotamento e conservação de alimentos.

<sup>118</sup>Considera-se que os campos de petróleo produzirão a mesma quantidade de petróleo que a média de produção destes campos nos anos de 2004, 2005 e 2006, à exceção do campo de Roncador, cujo valor se refere apenas ao ano 2006.

de importação. A estimativa da demanda potencial de CO<sub>2</sub> que permite a produção de carbonato de cálcio consumindo determinados resíduos das indústrias de papel, celulose e da indústria de cimento, baseia-se na hipótese de que os custos associados a esta rota de produção permite ofertar carbonato de cálcio a preço competitivo. Este mesmo raciocínio pode ser aplicado às hipóteses que servem de base para as estimativas do potencial de demanda de CO<sub>2</sub> derivado do uso para MAP e para a carbonatação de bebidas.

Como toda estimativa de potencial técnico baseia-se em hipóteses econômicas, a subjetividade envolvida na definição de tais hipóteses pode levar a diferentes resultados do potencial de demanda para cada uso. Além disso, muitas vezes, a indisponibilidade de informações sobre as hipóteses econômicas em que se baseiam certas estimativas, dificulta a comparação de estimativas realizadas por diferentes autores. Tais fatos apontam para a necessidade de pesquisas que testem a aceitabilidade das hipóteses econômicas, o que acaba sendo realizado com o EOR, a ureia e o metanol nesta tese (seções 5.3 e 5.4).

Enfatiza-se que a determinação das hipóteses econômicas que influenciam os resultados dos potenciais de demanda de CO<sub>2</sub> é influenciada por características locais ao uso. Por exemplo, o fato de o Brasil produzir etanol de cana, o coloca em vantagem competitiva em relação à capacidade de suprir energia elétrica a baixo custo, o que contribui para reduzir o custo de certos processos de captura química do CO<sub>2</sub>, como a produção de ureia ou metanol. Esta característica contribui para fortalecer a hipótese de que a produção através do uso do CO<sub>2</sub> pode competir com a importação destes produtos.

### **5.3 Resultados das análises de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para EOR**

#### **5.3.1 Estimativas dos custos de capital**

Inicialmente, calculou-se o custo de um sistema que considera a construção de um carboduto para cada destilaria. Tais carbodutos permitiriam ligar cada destilaria a um dos campos da bacia de Campos que apresenta o menor custo de ligação à destilaria em questão. Cada custo de capital resulta de uma solução da equação 3.3. Tendo em vista o grande número de destilarias analisadas (44), optou-se por agregar as destilarias de acordo com o volume de etanol produzido na safra 2010/2011 e com o comprimento

dos seus carbodutos. Note que o volume de etanol produzido na safra 2010/2011 é o parâmetro utilizado para estimar o diâmetro do carboduto. A tabela 5-12 apresenta o custo de capital médio dos carbodutos capazes de ligar cada conjunto de destilarias a um campo de petróleo. O anexo 5 (tabela A5-1) apresenta o diâmetro e o custo de capital de cada carboduto de maneira desagregada (por destilaria).

**Tabela 5-12: Custo de capital médio dos carbodutos exclusivos (um para cada destilaria)**

Ordem das usinas	Estimativa da produção de etanol na safra 2010/2011 (m <sup>3</sup> )	Intervalo de comprimento dos carbodutos (km)	Custo de capital médio dos carbodutos (milhões de R\$)	Desvio-padrão dos custos de capital dos carbodutos (milhões de R\$)	Desvio-padrão/custo de capital médio (%)
8	até 10.000	80 a 135	30,53	-	-
2; 4; 5; 9	>10.000 até 25.000		43,25	3,61	8
1; 7	>25.000 até 40.000		58,24	16,73	29
6	>85.000 até 115.000		105,49	-	-
13; 14	até 10.000	255 a 340	48,74	41,27	85
11; 12	>10.000 até 25.000		97,57	1,69	2
10	>25.000 até 40.000		113,42	-	-
19	até 10.000	350 a 475	75,64	-	-

17	>25.000 até 40.000		166,87	-	-
15; 16	>40.000 até 65.000		168,03	12,35	7
18	>65.000 até 85.000		224,23	-	-
23	até 10.000	565 a 640	55,05	-	-
24	>25.000 até 40.000		211,57	-	-
25; 28	>40.000 até 65.000		260,08	10,40	4
20; 22	>65.000 até 85.000		285,96	3,60	1
51	até 10.000	640 a 740	148,94	-	-
34; 45	>10.000 até 25.000		195,53	29,20	15
57	>25.000 até 40.000		242,55	-	-
32; 36; 40; 42; 56	>40.000 até 65.000		285,92	19,62	7
30; 31; 52; 53	>65.000 até 85.000		326,26	25,01	8
39; 41	>85.000 até 115.000		375,02	5,69	2
29; 43; 54	>115.000 até 150.000		416,15	39,40	9

47; 49	>150.000 até 200.000	485,27	14,92	3
--------	-------------------------	--------	-------	---

A tabela 5-12 permite observar que o custo de capital aumenta proporcionalmente com o comprimento do duto e o volume de produção de etanol (Eq. 3.3), que está diretamente relacionado com diâmetro do carboduto (Eq. 3.6).

Também nota-se que o desvio padrão dos custos dos carbodutos das destilarias 13 e 14 é elevado, equivalendo a 85% do valor da média destes custos. Isto ocorre porque a destilaria 13 emite muito pouco CO<sub>2</sub>, sendo o diâmetro do seu carboduto a quarta parte do diâmetro do carboduto da destilaria 14. Com exceção dos desvios padrão dos custos dos carbodutos das destilarias 1 e 7 e dos custos dos carbodutos das destilarias 34 e 45 que equivalem, respectivamente, a quase 29% e 15% dos valores das suas respectivas médias, os desvios padrão de todos os outros custos equivalem a menos de 10% dos valores das suas respectivas médias. Com relação ao desvio-padrão dos custos dos carbodutos das destilarias 1 e 7, além de a destilaria 7 estar localizada cerca de 20 km mais distante do que a destilaria 1 do campo de petróleo, a análise do mapa gerado no ArcMap 10.0 permite verificar que os fatores que afetam o custo de capital (inclinação do terreno, passagem por área urbana, cruzamento de rio, rodovia, ferrovia, entre outros) impactam em maior intensidade o custo do carboduto da destilaria 7<sup>119</sup>. Outro fator que afeta este desvio padrão é o fato de a destilaria 7 produzir 50% a mais de etanol do que a destilaria 1. Pode destacar-se que o que mais afeta o desvio padrão dos custos dos carbodutos das destilarias 34 e 45 é o fato de a produção da destilaria 45 ser cerca de 55% superior à da destilaria 34. Quanto ao comprimento dos carbodutos até o campo de petróleo não há diferença significativa entre eles, sendo o da destilaria 45 apenas 4 km mais longo do que o da destilaria 34.

---

<sup>119</sup>Isto pode ser verificado no mapa do ArcMap 10.0, que mostra que, enquanto o carboduto da destilaria 1 percorre cerca de 80 km de uma região em que o ponto de maior custo de ligação a um campo de petróleo está na faixa de até 200.000 para o valor do “path cost” (solução da Eq. 3.5), o carboduto da destilaria 7 percorre cerca de apenas 65 km de uma região em que o ponto de maior custo de ligação ao campo de petróleo está na faixa de até 200.000 para o valor do “path cost”. Os 35 km restantes do carboduto 7 percorrem outra região, cujos pontos correspondem a valores do “path cost” maiores do que 200.000.

A tabela 5-13 apresenta o custo de capital dos carbodutos ligando as destilarias ao campo de petróleo mais adequado. Esta tabela apresenta o investimento necessário para construir carbodutos ligados em rede. O custo de capital dos carbodutos transportando o fluxo de mais de uma usina foi repartido proporcionalmente à projeção da vazão de cada usina no mês de produção máxima. Visando comparar os custos de capital da configuração que propõe um carboduto para cada destilaria com os respectivos custos da rede de carbodutos proposta, mantém-se o mesmo agrupamento de destilarias utilizado nos cálculos dos custos dos carbodutos individuais (tabela 5-12). Ou seja, continuam agrupadas de acordo com o volume de etanol produzido na safra 2010/2011 e com o comprimento dos seus carbodutos (individuais). A última coluna da tabela 5-13 apresenta a divisão entre o custo médio com o qual cada grupo de destilarias arca quando elas estão ligadas em rede e o custo médio com o qual o respectivo grupo arca quando se projeta um carboduto para cada destilaria.

**Tabela 5-13: Custo de capital médio dos carbodutos ligados em rede**

Ordem das usinas	Custo de capital médio dos carbodutos em rede (milhões de R\$)	Desvio-padrão dos custos de capital dos carbodutos em rede (milhões de R\$)	Desvio-padrão/custo de capital médio (%)	Custo médio para as usinas ligadas em rede/custo médio de carbodutos exclusivos (%)
8	5,23	-		17
; 4; 5; 9	14,81	13,22	89	34
1; 7	16,59	5,23	32	28
6	26,23	-		25
13; 14	7,71	10,76	140	16
11; 12	40,17	21,12	53	41
10	37,22	-		33
19	1,93	-		3

17	67,79	-		41
15; 16	76,55	12,19	16	46
18	134,13	-		60
23	27,33	-		50
24	34,00	-		16
25; 28	38,02	10,50	28	15
20; 22	64,09	31,01	48	22
51	20,51	-		14
34; 45	21,47	4,94	23	11
57	73,64	-		30
32; 36; 40; 42; 56	59,66	16,28	27	21
30; 31; 52; 53	79,01	13,72	17	24
39; 41	96,98	15,37	16	26
29; 43; 54	139,46	9,22	7	34
47; 49	183,12	8,37	5	38

A última coluna da tabela 5-13 mostra que o custo de capital médio para as usinas ligadas em rede varia entre 3% e 60% do custo de capital médio da configuração que sugere a implantação de carbodutos exclusivos. A tabela A5-2 mostra, ainda, que o custo total da rede ligando todas as destilarias em estudo a um campo de petróleo custa cerca de 1/3 da soma dos investimentos em carbodutos exclusivos.

A análise da penúltima coluna permite verificar que, para alguns conjuntos de destilarias, os desvios padrão dos custos da rede de carbodutos são significativos. Para os grupos de destilarias 1 e 7, 13 e 14 e 34 e 45, os desvios-padrão dos custos da rede apresentam as mesmas justificativas dadas nos casos das análises dos custos dos carbodutos exclusivos. Acrescenta-se que a destilaria 13 rateia os custos dos trechos de carbodutos que utiliza com um número bem maior de destilarias do que a destilaria 14, contribuindo para reduzir ainda mais seu custo da rede em relação ao da destilaria 14.

Relativo ao conjunto composto pelas destilarias 2, 4, 5 e 9, o elevado desvio-padrão ocorre porque a destilaria 9 encontra-se relativamente isolada, arcando sozinha com 100% de um longo trecho de carboduto (170 km) (vide figuras 5-3 e A5-4<sup>120</sup>). Para se ter uma ideia, se a destilaria 9 não fizesse parte deste conjunto o custo de capital médio da rede seria de cerca de R\$ 8,3 milhões e o desvio padrão equivaleria a cerca de 30% do valor da média. Tal desvio padrão (30%) é influenciado pelo fato de a destilaria 4 produzir em torno de 50% mais etanol do que as destilarias 2 e 5 e arcar sozinha com um trecho de carboduto um pouco maior do que as outras duas destilarias. Apesar de as destilarias 11 e 12 estarem a distâncias semelhantes dos campos de petróleo onde entregam o CO<sub>2</sub> e de produzirem volumes de etanol muito similares, o custo de longos trechos de carbodutos arcados pela destilaria 12 são rateados com um grande número de destilarias que produzem volumes significativos de CO<sub>2</sub>. Já a destilaria 11 divide um longo trecho de carboduto (195 km) com a destilaria 23, que produz um volume muito pequeno de etanol, o que faz com que a destilaria 11 tenha que arcar com 93% do custo deste trecho. Desta forma, o custo da rede para a destilaria 11 é mais de duas vezes o custo da rede para a destilaria 12. O desvio padrão entre os custos da rede para as destilarias 25 e 28 pode ser explicado pelo fato de a destilaria 28 arcar sozinha com um pequeno trecho de carboduto (23 km), enquanto a destilaria 25 não arca sozinha com nenhum trecho de duto. Além disso, a destilaria 28 produz 13% mais etanol do que a destilaria 25. Apesar de as destilarias 20 e 22 estarem a distâncias semelhantes dos campos de petróleo onde entregam o CO<sub>2</sub> e de produzirem volumes muito similares, a destilaria 22 arca sozinha com um trecho longo de carboduto (113 km), enquanto a destilaria 20 não arca sozinha com nenhum trecho. Esta é a causa do elevado desvio padrão dos custos da rede para estas plantas. Quanto o desvio padrão do custo da rede para as destilarias 32, 36, 40, 42 e 56, boa parcela de tal desvio se deve ao fato de a destilaria 56 arcar sozinha com um longo trecho de carboduto (110 km) ligando-a ao *hub* inferior esquerdo. Para se ter uma ideia, enquanto o custo da rede chega aos R\$ 87 milhões para a destilaria 56, ele varia entre R\$ 45 e 57 milhões para as outras destilarias deste conjunto.

A seção 3.3.2 discorre sobre a necessidade de, ao longo da rede de carbodutos, haver compressores para recomprimir o CO<sub>2</sub>. Tendo em vista que nesta tese utilizam-se

---

<sup>120</sup>Na figura 5-3 a destilaria 9 é a de ID 246. Na figura A5-4 aparecem as destilarias 2, 4 e 5 com as respectivas ID: 251, 247 e 249.

a metodologia de VAN DEN BROEK et al. (2010b) apud KNOOPE et al. (2013) para o cálculo do diâmetro dos carbodutos, o valor do custo base ( $B_c$ ) de VAN DEN BROEK et al. (2010b) apud KNOOPE et al., 2013, os valores dos fatores que multiplicam o custo base de VAN DEN BROEK et al. (2013), também se optou pela metodologia de VAN DEN BROEK et al. (2010b) apud KNOOPE et al. (2013) para a seleção dos locais onde devem ser instaladas estações de recompressão, ou seja, uma estação recompressora a cada 150 km de carboduto.

A tabela 5-14 apresenta a capacidade e o custo de capital das estações de recompressão por trecho de carboduto. Os valores dos parâmetros utilizados nas equações de cálculo da capacidade das estações de recompressão e do custo de capital são apresentados abaixo da tabela. Tais valores provêm de VAN DEN BROEK et al. (2010a,b) apud KNOOPE et al. (2013). A metodologia para a conversão do valor de investimento de €<sub>2010</sub> para R\$ atuais é a mesma utilizada na conversão do custo de investimento dos carbodutos.

**Tabela 5-14: Capacidade e custo de capital das estações de recompressão por trecho de carboduto**

Origem do duto (ordem da usina ou posição do hub)	Destino do duto (ordem da usina, posição do hub ou nome do campo)	Número de estações de recompressão	I (milhões de € <sub>2010</sub> )	<sup>3</sup> I (milhões de R\$)
Inferior esquerdo	inferior central	1	4,03	11,88
51	32	1	0,82	2,41
25	20	1	5,08	14,98
20	19	1	5,75	16,95

19	13	1	5,76	16,98
13	inferior direito	2	11,61	34,24
9	inferior direito	1	0,74	2,18
superior direito	10	1	1,30	3,82
23	11	1	0,71	2,10
11	7	2	1,52	4,47
10	7	1	1,38	4,08
7	campo Cachalote	1	1,54	4,53

**Nota:** <sup>1</sup> $\rho=800 \text{ kg/m}^3$ ; <sup>1</sup> $P_{\text{saída}} = 11 \text{ MPa}$ ; <sup>1</sup> $P_{\text{entrada}} = 8 \text{ MPa}$ ; <sup>2</sup> $n_{\text{compressor}} = 0,75$

Fontes: <sup>1</sup>VAN DEN BROEK ET AL., 2010a,b apud KNOOPE et al., 2013;  
<sup>2</sup>KNOOPE et al., 2013; <sup>3</sup>BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014, 2014b; IEAGHG,  
2002 apud KNOOPE et al., 2013

A tabela 5-15 apresenta o custo de capital médio total (I) para cada grupo de destilarias na rede de carbodutos. O custo de capital médio total representa a soma do custo de capital médio do carboduto com a da estação de recompressão, quando esta for necessário. No anexo 5, a tabela A5-3 apresenta o custo de capital total (I) para cada usina.

**Tabela 5-15: Custo de capital médio total para cada grupo de destilarias**

Ordem das usinas	Estimativa da produção de etanol na safra 2010/2011 (m <sup>3</sup> )	Intervalo de comprimento dos carbodutos exclusivos (km)	Custo de capital médio dos carbodutos em rede (milhões de R\$)	Custo de capital médio das estações de recompressão (milhões de R\$)	Custo de capital médio total (milhões de R\$)
8	até 10.000	80 a 135	5,23	0,00	5,23
2; 4; 5; 9	>10.000 até 25.000		14,81	0,54	15,35
1; 7	>25.000 até 40.000		16,59	0,29	16,87
6	>85.000 até 115.000		26,23	0,00	26,23
13; 14	até 10.000	255 a 340	7,71	0,19	7,90
11; 12	>10.000 até 25.000		40,17	2,36	42,53
10	>25.000 até 40.000		37,22	1,00	38,22
19	até 10.000	350 a 475	1,93	0,11	2,05
17	>25.000 até 40.000		67,79	1,74	69,53
15; 16	>40.000 até 65.000		76,55	2,42	78,97
18	>65.000 até 85.000		134,13	3,64	137,77
23	até 10.000	565 a 640	27,33	2,43	29,75
24	>25.000 até 40.000		34,00	1,57	35,57
25; 28	>40.000 até 65.000		38,02	1,94	39,96
20; 22	>65.000 até 85.000		64,09	2,81	66,90
51	até 10.000	640 a 740	20,51	0,90	21,41
34; 45	>10.000 até 25.000		21,47	0,97	22,44
57	>25.000 até 40.000		73,64	2,96	76,60
32; 36; 40; 42; 56	>40.000 até 65.000		59,66	2,35	62,01
30; 31; 52; 53	>65.000 até 85.000		79,01	3,38	82,39
39; 41	>85.000 até 115.000		96,98	4,83	101,81
29; 43; 54	>115.000 até 150.000		139,46	6,39	145,85
47; 49	>150.000 até 200.000		183,12	7,90	191,02

A análise da última coluna da tabela 5-15 permite confirmar o aumento dos custos proporcionalmente ao comprimento médio dos carbodutos exclusivos de cada

usina<sup>121</sup>. Isto pode ser verificado comparando-se o custo total médio da rede para conjuntos de destilarias com produção similar (dentro da mesma faixa de produção, mostrada na terceira coluna da tabela 5-15). Realizando esta comparação para as destilarias que produzem até dez mil metros cúbicos por ano, por exemplo, observa-se que o custo médio aumenta cerca de 50% entre a destilaria 8 e as destilarias 13 e 14. As destilarias 13 e 14 situam-se, em média, 150 km mais distantes do campo de petróleo do que destilaria 8. Apesar de a destilaria 19 situar-se mais distante do campo de petróleo do que, em média, situam-se as destilarias 13 e 14, aquela destilaria divide o custo dos trechos de carboduto que utiliza com um grande número de destilarias (vide figura 5-3), o que contribui para reduzir significativamente seu custo de capital total. A destilaria 23, por outro lado, arca sozinha com um longo trecho de carboduto (285 km). Assim, apesar de não ser a destilaria mais distante do campo de petróleo para esta faixa de produção, ela apresenta o maior custo total entre as destilarias que produzem até dez mil metros cúbicos por ano. Ainda, o custo total da destilaria 51 corresponde a cerca de quatro vezes o da destilaria 8, o que é relativamente compatível com a diferença das distâncias destas destilarias ao campo de petróleo ao qual estão ligadas.

A análise dos valores da última coluna da tabela 5-15 para um mesmo intervalo de comprimento dos carbodutos exclusivos também permite confirmar o aumento dos custos em relação à quantidade de etanol produzido, que apresenta uma relação diretamente proporcional ao diâmetro do carboduto (Eq. 3.6). Há, evidentemente, pequenos desvios nesta relação como, por exemplo, o custo inferior associado à destilaria 10 em relação ao custo médio das destilarias 11 e 12, que são explicados pela posição destas destilarias na rede. Enquanto a destilaria 10 divide o custo dos trechos de carbodutos que utiliza com outras 6 destilarias, a destilaria 11 arca com 93% do custo de um longo trecho de carboduto (195 km), fazendo com que, embora as destilarias 11 e 12 produzam em média menos etanol do que a destilaria 10, o custo total médio destas duas primeiras seja superior ao custo total da destilaria 10.

---

<sup>121</sup>Apesar de a tabela 5-15 apresentar o custo total médio da rede para cada conjunto de destilarias, o comprimento do carboduto exclusivo é utilizado como aproximação da distância entre cada conjunto de destilarias e o campo de petróleo.

### **5.3.2 Estimativas dos fluxos de caixa**

O resultado do fluxo de caixa de cada destilaria deriva da solução da equação 3.2. Os resultados desta equação dependem dos valores das receitas, custos de O&M e energia da etapa de transporte e impostos, além do custo de desidratação e compressão e do custo de injeção<sup>122</sup>.

Conforme apresentado na tabela 3-5, são construídos quatro cenários para a análise de viabilidade de mercado. Dois deles consideram que os investidores na rede de carbodutos são as destilarias, enquanto os outros dois consideram que o investidor é uma empresa de petróleo. Desta forma, para os dois primeiros cenários, a receita é calculada considerando a venda do CO<sub>2</sub> pelas destilarias, enquanto para os dois últimos ela é calculada considerando a comercialização do petróleo produzido via EOR. Além disso, enquanto dois cenários, identificados como pessimistas, consideram um custo de R\$ 25 por tonelada de CO<sub>2</sub> desidratado e comprimido, os outros dois, identificados como otimistas, consideram um custo de R\$ 18 por tonelada (tabela 3-5). Além disso, ao cenário em que a empresa de petróleo é o agente investidor e a estimativa dos custos é a pessimista, associa-se um custo de R\$ 29 por tonelada de CO<sub>2</sub> injetado, enquanto ao outro cenário, que utiliza estimativas de custos otimistas, associa-se um custo de R\$ 20 por tonelada de CO<sub>2</sub> injetado. Salienta-se que o custo médio de injeção só é descontado da receita nos cenários EOR<sub>3</sub> e EOR<sub>4</sub>, que são os que consideram a empresa de petróleo o agente investidor (tabela 3-5). Com relação aos custos de O&M dos carbodutos e estações de recompressão e aos custos da energia consumida pelas estações para recomprimir o CO<sub>2</sub> ao longo do transporte, cada destilaria arca com uma parcela destes custos, que é proporcional ao uso que a destilaria faz da infraestrutura em questão. No anexo 5, a tabela A5-4 apresenta os custos de O&M dos carbodutos e das estações de recompressão e os custos de energia para a recompressão associados à cada destilaria analisada.

A tabela 5-16 apresenta o fluxo de caixa médio para cada conjunto de destilarias analisadas. O fluxo de caixa para cada destilaria é apresentado na tabela A5-5 (Anexo

---

<sup>122</sup>Os custos da operação de desidratação e compressão e da operação de injeção divulgados na literatura são expressos em US\$/t, ou seja, englobam tanto os custos de capital quanto os custos de O&M e energia destes processos. Isto permite a conversão das estimativas da literatura para a mesma unidade dos custos de O&M e energia da etapa de transporte e da receita (US\$/ano).

5). Conforme discutido na seção 3.3.3, os cálculos dos fluxos de caixa consideram o desconto de 30% sobre os valores das receitas, devido à incidência de impostos sobre o preço pago pelo comprador.

**Tabela 5-16: Cenários e fluxos de caixa médios**

Ordem das usinas	Custo médio de O&M e energia da etapa de transporte (milhões de R\$/ano)	Custo médio de desidratação e compressão - cenário otimista (milhões de R\$/ano)	Custo médio de desidratação e compressão - cenário pessimista (milhões de R\$/ano)	Custo médio de injeção - cenário otimista (milhões de R\$/ano)	Custo médio de injeção - cenário pessimista (milhões de R\$/ano)	Receita média - investidor: empresa de petróleo (milhões de R\$/ano)	Receita média - investidores: destilarias (milhões de R\$/ ano)	Fluxo de caixa médio-cenário EOR <sub>1</sub> (milhões de R\$/ ano)	Fluxo de caixa médio-cenário EOR <sub>2</sub> (milhões de R\$/ ano)	Fluxo de caixa médio-cenário EOR <sub>3</sub> (milhões de R\$/ ano)	Fluxo de caixa médio-cenário EOR <sub>4</sub> (milhões de R\$/ ano)
8	0,18	0,06	0,09	0,07	0,10	2,70	0,15	-0,12	-0,10	2,33	2,39
2; 4; 5; 9	0,54	0,23	0,32	0,25	0,37	9,80	0,53	-0,32	-0,23	8,58	8,78
1; 7	0,59	0,45	0,63	0,50	0,73	19,48	1,06	-0,17	0,01	17,53	17,93
6	0,92	1,55	2,15	1,72	2,49	66,60	3,61	0,54	1,14	61,04	62,41
13; 14	0,28	0,06	0,08	0,06	0,09	2,43	0,13	-0,22	-0,20	1,98	2,03
11; 12	1,49	0,24	0,33	0,13	0,38	10,17	0,55	-1,27	-1,18	7,97	8,31
10	1,35	0,45	0,62	0,50	0,72	19,32	1,05	-0,92	-0,75	16,63	17,03
19	0,07	0,06	0,08	0,06	0,09	2,52	0,14	-0,02	0,01	2,27	2,32
17	2,44	0,50	0,70	0,56	0,81	21,56	1,17	-1,97	-1,78	17,62	18,06
15; 16	2,78	0,69	0,96	0,77	1,12	29,89	1,62	-2,12	-1,85	25,03	25,65
18	4,84	1,04	1,45	1,16	1,68	44,98	2,44	-3,86	-3,45	37,00	37,93
23	1,04	0,02	0,02	0,02	0,03	0,72	0,04	-1,03	-1,02	-0,37	-0,35
24	1,26	0,48	0,67	0,53	0,77	20,70	1,12	-0,81	-0,62	17,99	18,42

25; 28	1,43	0,69	0,96	0,77	1,12	29,88	1,62	-0,77	-0,50	26,37	26,99
20; 22	2,37	1,08	1,51	1,20	1,75	46,68	2,53	-1,35	-0,93	41,06	42,02
51	0,75	0,13	0,18	0,14	0,21	5,58	0,30	-0,63	-0,58	4,44	4,56
34; 45	0,71	0,28	0,39	0,31	0,45	11,98	0,65	-0,44	-0,33	10,44	10,69
57	2,70	0,43	0,60	0,48	0,69	18,46	1,00	-2,29	-2,13	14,48	14,86
32; 36; 40; 42; 56	2,20	0,71	0,99	0,79	1,15	30,62	1,66	-1,53	-1,26	26,28	26,91
30; 31; 52; 53	2,93	1,01	1,41	1,13	1,63	43,64	2,36	-1,98	-1,58	37,66	38,56
39; 41	3,63	0,98	1,93	1,54	2,24	59,74	3,24	-2,32	-1,38	51,94	53,59
29; 43; 54	5,20	1,84	2,55	2,04	2,96	79,04	4,28	-3,47	-2,75	68,34	69,97
47; 49	6,80	2,54	3,52	2,82	4,08	109,18	5,92	-4,41	-3,42	94,77	97,03

**Nota:** <sup>1</sup>Cenário EOR<sub>1</sub>: pessimista com destilarias como investidores; Cenário EOR<sub>2</sub>: otimista com destilarias como investidores; Cenário EOR<sub>3</sub>: pessimista com empresa de petróleo como investidor; Cenário EOR<sub>4</sub>: otimista com empresa de petróleo como investidor (vide tabela 3-12).

Os resultados da tabela 5-16 permitem observar que, quando a receita é calculada com base na quantidade de petróleo adicional que o uso de CO<sub>2</sub> pode produzir, os fluxos médios de caixa são todos positivos, indicando a possibilidade de os VPL médios destes investimentos serem também positivos. Já os cenários que têm a receita calculada com base no preço de venda de CO<sub>2</sub> para uso em EOR apresentam valores negativos para os respectivos fluxos de caixa. Para estes cenários, antes mesmo de se calcular os VPL médios, é possível concluir que o investimento na infraestrutura de carbodutos não apresenta viabilidade de mercado.

A tabela 5-16 também permite observar que, para cada conjunto de destilarias, o custo anual médio de desidratação e compressão e o custo anual médio de injeção são similares ao custo anual médio de O&M e de energia da etapa de transporte. Conforme as destilarias vão ficando mais distantes dos campos de petróleo o custo anual de desidratação e compressão e o custo anual de injeção vão reduzindo de importância em relação ao custo anual médio de O&M e de energia da etapa de transporte. Isto é verificado ao se observar que, quanto mais próximo do último conjunto de destilarias da tabela 5-16, maiores as razões entre o custo anual médio de O&M e de energia da etapa de transporte e o custo anual médio de desidratação e compressão e entre o custo anual médio de O&M e de energia da etapa de transporte e o custo anual médio de injeção. Em virtude dos pequenos valores dos custos médios de desidratação e compressão e dos custos médios de injeção em relação às receitas médias, principalmente dos cenários EOR<sub>3</sub> e EOR<sub>4</sub>, os resultados dos fluxos médios de caixa dos cenários pessimistas e otimistas são similares.

### 5.3.3 Estimativas dos VPL

Para cada conjunto de destilarias, a tabela 5-17 apresenta quatro resultados para o VPL médio do investimento na rede de carbodutos. Os resultados do VPL derivam da solução da equação 3.1, sendo cada um deles definido por um conjunto de valores diferentes para os parâmetros da equação 3.1. Cada um destes resultados está associado a um cenário apresentado na tabela 3-5. Além dos diferentes valores dos custos de desidratação, compressão e injeção, diferentes taxas de desconto também contribuem para diferenciar os cenários otimistas dos pessimistas. Utiliza-se uma taxa de desconto de 15% a.a. para gerar os resultados dos cenários pessimistas e uma taxa de desconto de 8% a.a. para gerar os resultados dos cenários otimistas. Salienta-se, no entanto, que a

primeira parcela<sup>123</sup> da equação 3.1 ( $-\sum_{t_1=1}^{n_1} \frac{I/n_1}{(1+i)^{t_1-1}}$ ), foi calculada utilizando uma taxa de desconto de 15% a.a., tanto para os cenários pessimistas quanto para os otimistas.

**Tabela 5-17: Cenários e VPL médios da venda de CO<sub>2</sub> para EOR**

Ordem das usinas	VPL médio - cenário EOR <sub>1</sub> (milhões de R\$)	VPL médio - cenário EOR <sub>2</sub> (milhões de R\$)	VPL médio- cenário EOR <sub>3</sub> (milhões de R\$)	VPL médio- cenário EOR <sub>4</sub> (milhões de R\$)
8	-5,20	-5,60	7,15	19,93
2; 4; 5; 9	-15,06	-15,84	29,69	76,69
1; 7	-15,60	-14,67	73,30	169,18
6	-20,24	-11,23	283,74	617,41
13; 14	-8,05	-9,00	3,05	13,94
11; 12	-43,60	-49,30	2,81	46,68
10	-38,09	-41,13	50,10	141,25
19	-1,88	-1,74	9,60	22,01
17	-70,76	-79,09	27,65	124,44
15; 16	-79,78	-88,13	56,65	194,01
18	-139,96	-155,99	65,35	268,61
23	-31,20	-36,50	-27,90	-29,68
24	-35,20	-37,53	59,29	157,88
25; 28	-38,85	-40,12	97,53	241,92
20; 22	-65,34	-68,09	147,74	372,57
51	-21,90	-24,69	3,58	28,01
34; 45	-21,87	-23,07	32,82	90,03
57	-78,57	-88,87	5,70	85,40
32; 36; 40; 42; 56	-61,97	-67,16	77,77	221,84

<sup>123</sup> Utilizada para trazer para o valor presente o valor de um investimento aportado em três partes iguais no início de cada ano de construção.

30; 31; 52; 53	-82,04	-88,35	117,13	323,55
39; 41	-100,79	-107,42	171,89	456,50
29; 43; 54	-145,07	-155,89	215,70	590,20
47; 49	-189,33	-202,29	309,01	828,31

**Nota:** <sup>1</sup>Cenário EOR<sub>1</sub>: pessimista com destilarias como investidores; Cenário EOR<sub>2</sub>: otimista com destilarias como investidores; Cenário EOR<sub>3</sub>: pessimista com empresa de petróleo como investidor; Cenário EOR<sub>4</sub>: otimista com empresa de petróleo como investidor (vide tabela 3-12).

Os resultados da tabela 5-17 permitem constatar que os cenários que consideram as destilarias os agentes investidores na infraestrutura (cenários EOR<sub>1</sub> e EOR<sub>2</sub>) não apresentam viabilidade de mercado, independentemente de se considerarem valores pessimistas ou otimistas para os custos e a taxa de desconto. Nota-se que, quando se analisam os VPL médios dos possíveis cenários que têm as destilarias como os investidores (EOR<sub>1</sub> e EOR<sub>2</sub>), para a maior parte dos conjuntos de destilarias, o cenário pessimista apresenta um VPL médio maior do que o cenário otimista. Isto ocorre quando os valores dos fluxos de caixa de ambos os cenários (pessimista e otimista) são negativos (tabela 5-16). Nestes casos, como o cenário pessimista está associado a uma taxa de desconto maior do que o cenário otimista, ao trazer os valores dos fluxos de caixa para o presente, o valor presente para o cenário pessimista pode se tornar maior do que o respectivo valor para o cenário otimista.

Quando se analisam os cenários que consideram uma empresa de petróleo o agente investidor observa-se que, independentemente de ele ser otimista ou pessimista, os VPL médios são positivos, indicando viabilidade de mercado destas opções. Apesar de ambos os cenários (EOR<sub>3</sub> e EOR<sub>4</sub>) apresentarem VPL positivos, o cenário otimista associa-se a VPL bem maiores do que o cenário pessimista. O fato de apenas os cenários que consideram uma empresa de petróleo o agente investidor apresentarem viabilidade de mercado, mostra a relevância dos fluxos de caixa na definição destes VPL. Fluxos de caixa relevantes dependem do valor atribuído ao CO<sub>2</sub>. Recorrendo-se à seção 3.3.3 nota-se que, quando a receita do projeto é definida com base no petróleo adicional produzido via EOR, o valor do CO<sub>2</sub> chega a R\$ 1107 por tonelada ao passo que, quando ela é definida com base no preço de venda deste gás na entrada do campo de petróleo, o valor do CO<sub>2</sub> alcança apenas R\$ 60 por tonelada.

## **5.4 Resultados das análises de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para produção de metanol ou ureia**

### **5.4.1 Estimativas dos custos de capital**

Os custos de capital associados à produção de metanol ou ureia dependem da capacidade de produção destes químicos. A capacidade de produção de metanol ou ureia depende da quantidade de energia elétrica excedente, já que cada uma delas é determinada pela razão entre a quantidade de energia elétrica excedente e a quantidade de energia usada para produzir cada unidade mássica de metanol ou ureia. A quantidade de energia elétrica excedente por sua vez, depende da quantidade de cana moída (ou de etanol produzido) por safra. Assim, para analisar a viabilidade de mercado da produção de metanol ou ureia se agrupou as destilarias de acordo com a produção estimada de etanol na safra 2010/2011. A tabela 5-18 apresenta, para cada conjunto de destilarias, a quantidade média de energia elétrica que se tornaria excedente no caso da repotenciação das destilarias, a massa média de metanol que poderia ser produzida e a massa de H<sub>2</sub> necessária a tal produção de metanol. Na tabela A5-7 do anexo 5 estes valores são apresentados por destilaria.

**Tabela 5-18: Massa de cana moída, energia elétrica excedente, produção de metanol e consumo de hidrogênio**

<b>Produção estimada de etanol na safra 2010/2011 (m<sup>3</sup>/safra)</b>	<b>Ordem das usinas</b>	<b>Estimativa de massa média de cana moída na safra 2010/2011 (t)</b>	<b>Energia excedente média (MWh/safra)</b>	<b>Produção média de metanol por safra (t)</b>	<b>Consumo médio de H<sub>2</sub> por safra (t)</b>
até 5000	8; 13; 19; 23	65.264	10.116	794	149
>5000 até 15000	9; 14; 51	235.262	36.466	2862	537
>15000 até 20000	2; 5; 11; 12; 34	413.861	64.148	5.034	944

>20000 até 30000	1; 4; 45	629.329	97.546	7.655	1.435
>30000 até 40000	7; 10; 17; 24; 57	881.588	136.646	10.723	2.011
>40000 até 50000	15; 25; 40; 42	1.135.694	176.033	13.814	2.590
>50000 até 65000	16; 28; 32; 36; 56	1.415.928	219.469	17.222	3.229
>65000 até 80000	18; 22; 30; 31; 52 e 53	1.888.046	292.647	22.965	4.306
>80000 até 115000	6; 20; 39 e 41	2.486.004	385.331	30.238	5.670
>115000 até 150000	29; 43 e 54	3.369.706	522.304	40.986	7.685
>150000 até 200000	47 e 49	4.654.636	721.469	56.615	10.615

Fontes: Elaborado com base em UNICA (2014) e nos dados da tabela A3.1

A tabela 5-19 apresenta, para cada conjunto de destilarias, a quantidade média de energia elétrica que se tornaria excedente no caso da repotenciação das destilarias, a massa média de ureia que poderia ser produzida e a massa de H<sub>2</sub> necessária a tal produção de ureia. Na tabela A5-8 do anexo 5 estes valores são apresentados por destilaria.

**Tabela 5-19: Massa de cana moída, energia elétrica excedente, produção de ureia e consumo de hidrogênio**

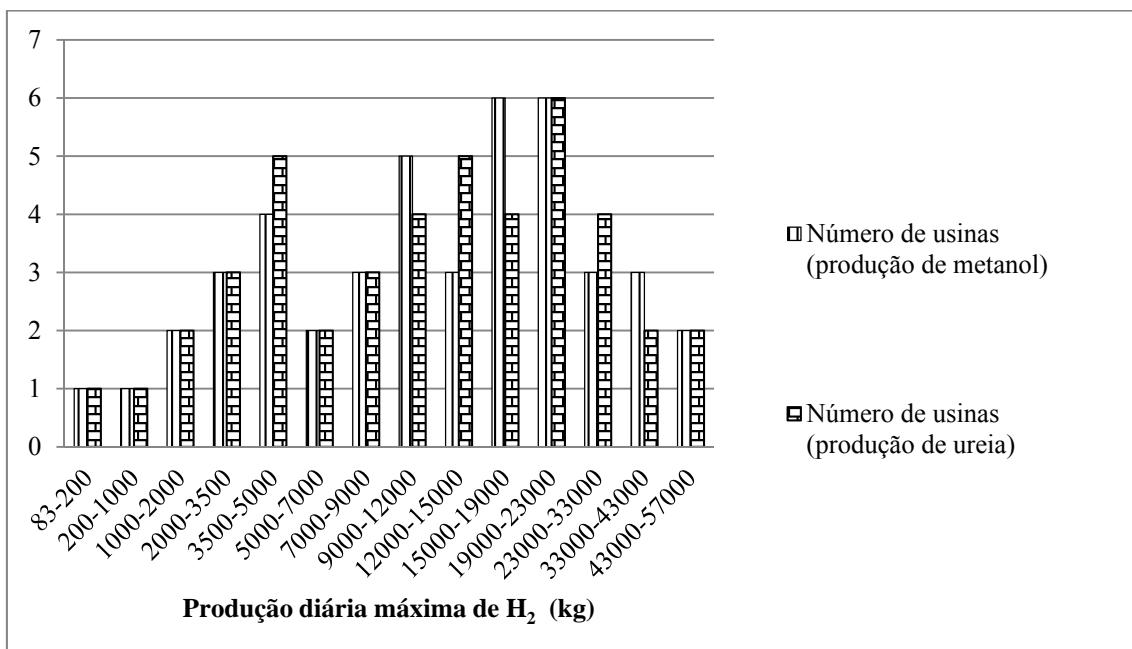
Produção estimada de etanol na safra 2010/2011 (m <sup>3</sup> /safra)	Ordem das usinas	Estimativa de massa média de cana moída na safra 2010/2011 (t)	Energia excedente média (MWh/safra)	Produção média de ureia por safra (t)	Consumo médio de H <sub>2</sub> por safra (t)
até 5.000	8; 13; 19; 23	65.264	10.116	1407	141

>5.000 até 15.000	9; 14; 51	235.262	36.466	5.071	507
>15.000 até 20.000	2; 5; 11; 12; 34	413.861	64.148	8.920	892
>20.000 até 30.000	1; 4; 45	629.329	97.546	13.565	1.356
>30.000 até 40.000	7; 10; 17; 24; 57	881.588	136.646	19.002	1.900
>40.000 até 50.000	15; 25; 40; 42	1.135.694	176.033	24.479	2.448
>50.000 até 65.000	16; 28; 32; 36; 56	1.415.928	219.469	30.519	3.052
>65.000 até 80.000	18; 22; 30; 31; 52 e 53	1.888.046	292.647	40.696	4.070
>80.000 até 115.000	6; 20; 39 e 41	2.486.004	385.331	53.584	5.358
>115.000 até 150.000	29; 43 e 54	3.369.706	522.304	72.632	7.263
>150.000 até 200.000	47 e 49	4.654.636	721.469	100.328	10.033

Fontes: Elaborado com base em UNICA (2014) e nos dados da tabela A3.1

A tabela 4-4 (capítulo 4) mostra que o custo de capital da produção de H<sub>2</sub> varia com a capacidade de produção. As capacidades diárias de produção de hidrogênio foram definidas com o objetivo de atender as capacidades diárias de produção de metanol ou ureia. As capacidades de produção de metanol ou ureia foram determinadas com base na oferta de energia elétrica excedente ao longo do ano, ou seja, tais capacidades seguem o mesmo padrão da produção de etanol ao longo do ano (figura 2-3). Isto significa que a capacidade de produção de H<sub>2</sub> de cada destilaria é projetada para

que a produção de metanol ou ureia possa aproveitar toda a energia elétrica excedente no mês de máxima produção de etanol, ou seja, considera-se que todo o bagaço disponível no mês de agosto (mês de produção máxima) é utilizado neste mesmo mês para a produção de energia, sendo a energia excedente utilizada para a produção de metanol ou ureia. Como 15% da produção anual de etanol ocorre no mês de produção máxima (figura 2-3), projeta-se a capacidade de produção de hidrogênio para que ela seja suficiente para produzir ao longo de um mês (agosto) 15% do volume anual de produção de metanol ou ureia. Dessa maneira, dentre as 44 destilarias envolvidas na análise, a figura 5-4 apresenta o número de destilarias por capacidade diária de produção de H<sub>2</sub>. Note que, como as quantidades de energia e de H<sub>2</sub> consumidos na produção de cada unidade mássica de metanol e ureia são diferentes, as capacidades diárias de produção de H<sub>2</sub> também são diferentes para os dois produtos.



**Nota:** A construção desta figura se baseou também nas estimativas de produção de etanol que constam na tabela A3-1.

**Figura 5-4: Número de destilarias por faixa de capacidade de produção diária de H<sub>2</sub>**

Fontes: UNICA, 2014; DANTAS, 2013; MELAINA & PENEV, 2013; PERIS et al., 2013, SOLTANIEH et al., 2012; MEERMAN et al., 2011; <sup>1</sup>WYLEN & JOHN,

A figura 5-4 permite observar que, à exceção de duas destilarias, as outras quarenta e duas plantas analisadas demandam uma capacidade de produção de H<sub>2</sub> de mais de 1.000 kg por dia no mês de produção máxima. Visando a realização de estimativas conservadoras, foram utilizados os valores de custos mais elevados, ou seja, os apresentados por OGDEN & NICHOLAS (2011) apud MELAINA & PENEV (2013) (tabela 4-4). Ou seja, foi considerado um custo de capital de R\$ 20.258 por quilograma por dia de capacidade para estas quarenta e duas usinas. Para as outras duas<sup>124</sup>, foi considerado um custo de capital de R\$ 70.444 por quilograma por dia de capacidade. O produto entre o custo de capital por unidade de capacidade e a capacidade de produção de cada planta gera a estimativa do custo de capital da eletrólise.

A tabela 5-20 apresenta os custos de capital médios da repotenciação, da eletrólise, dos compressores e da síntese de metanol para cada conjunto de destilarias analisadas. A metodologia de cálculo destes custos é apresentada na seção 4.2. Na tabela A5-9 do anexo 5 estes valores são apresentados por destilaria.

---

<sup>124</sup>A planta de ordem 13, com demanda de produção de 83 e 87 kg de H<sub>2</sub>/dia para atender, respectivamente, a produção de ureia e metanol, e a planta de ordem 23, com demanda de produção de 332 e 352 kg de H<sub>2</sub>/dia para atender, respectivamente, a produção de ureia e metanol.

**Tabela 5-20: Custos de capital médios de cada etapa da cadeia de produção de metanol**

Produção estimada de etanol na safra 2010/2011 (m <sup>3</sup> /safra)	Ordem das usinas	Custo de capital médio da repotenciação (milhões de R\$)	Custo de capital médio dos eletrolisadores (milhões de R\$)	Custo de capital médio dos compressores de H <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital médio dos compressores de CO <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital médio das plantas de síntese de metanol (milhões de R\$)
até 5000	8; 13; 19; 23	7,90	20,58	0,09	0,04	0,37
>5000 até 15000	9; 14; 51	28,47	54,35	0,24	0,11	1,34
>15000 até 20000	2; 5; 11; 12; 34	50,09	95,60	0,35	0,16	2,35
>20000 até 30000	1; 4; 45	76,17	145,38	0,46	0,21	3,57
>30000 até 40000	7; 10; 17; 24; 57	106,70	203,65	0,58	0,26	5,00
>40000 até 50000	15; 25; 40; 42	112,50	262,35	0,69	0,31	6,45
>50000 até 65000	16; 28; 32; 36; 56	140,26	327,08	0,80	0,36	8,04
>65000 até 80000	18; 22; 30; 31; 52 e 53	187,02	436,14	0,96	0,44	10,72
>80000 até 115000	6; 20; 39 e 41	227,88	574,27	1,16	0,52	14,11
>115000 até 150000	29; 43 e 54	300,77	778,41	1,42	0,64	19,12
>150000 até 200000	47 e 49	415,46	1075,23	1,77	0,80	26,42

A análise da tabela 5-20 permite observar que o maior custo de capital está associado ao processo de eletrólise. Em segundo lugar, com quase a metade do custo de capital da eletrólise, está o custo de capital da repotenciação das destilarias. Já o custo de capital do processo de síntese de metanol equivale a cerca de 2% do custo de capital da eletrólise. Os custos de capital dos compressores não são significativos, equivalendo a menos de 1% do custo de capital da eletrólise.

Cabe notar também que os custos de capital crescem proporcionalmente à produção estimada de etanol. Isto resulta do fato de a disponibilidade de energia elétrica excedente determinar a quantidade de metanol que pode ser produzido, o que define da capacidade da planta de eletrólise, dos compressores e da planta de síntese de metanol.

A tabela 5-21 apresenta os custos de capital médios da eletrólise, da unidade de separação de N<sub>2</sub> (ASU<sup>125</sup>), dos compressores e das sínteses de amônia e de ureia para cada conjunto de destilarias analisadas. Os custos de capital médios da repotenciação são idênticos aos associados à produção de metanol e foram omitidos na tabela 5-21, pois já foram apresentados na tabela 5-20. A metodologia de cálculo destes custos é apresentada na seção 4.3. Na tabela A5-10 do anexo 5 estes valores são apresentados por destilaria.

---

<sup>125</sup>Sigla para Air Separation Unit.

**Tabela 5-21: Custos de capital médios de cada etapa da cadeia de produção de ureia**

Ordem das usinas	Custo de capital médio dos eletrolisadores (milhões de R\$)	Custo de capital médio dos compressores de H <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital médio dos compressores de CO <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital médio dos compressores de N <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital médio das ASU (milhões de R\$)	Custo de capital médio das plantas de síntese de amônia (milhões de R\$)	Custo de capital médio das plantas de síntese de ureia (milhões de R\$)
8; 13; 19; 23	14,25	0,13	0,05	0,02	0,61	13,38	13,46
9; 14; 51	51,36	0,33	0,13	0,05	1,80	35,25	35,45
2; 5; 11; 12; 34	90,36	0,49	0,20	0,08	2,83	52,41	52,72
1; 4; 45	137,40	0,65	0,26	0,10	3,96	70,28	70,69
7; 10; 17; 24; 57	192,47	0,81	0,32	0,13	5,18	88,93	89,46
15; 25; 40; 42	247,95	0,96	0,38	0,15	6,35	106,23	106,85
16; 28; 32; 36; 56	309,13	1,11	0,45	0,17	7,57	123,97	124,70
18; 22; 30; 31; 52 e 53	412,21	1,35	0,54	0,21	9,53	151,60	152,49
6; 20; 39 e 41	542,75	1,62	0,65	0,25	11,87	183,59	184,66
29; 43 e 54	735,69	1,99	0,80	0,31	15,15	227,31	228,64
47 e 49	1016,22	2,47	0,99	0,38	19,62	285,12	286,80

Assim como no caso do metanol, a tabela 5-21 permite observar que, para cada conjunto de destilarias, o custo de capital médio da eletrólise é cerca do dobro do custo de capital médio da repotenciação (tabela 5-20). Já o custo de capital médio da planta de síntese de amônia ou de ureia mostra-se significativo, variando entre cerca de 30% e quase 100% do custo de capital médio da eletrólise. O terceiro custo médio de maior importância é o da ASU que, para todos os conjuntos de destilarias, varia entre 2% e 5% do custo médio da eletrólise. Por fim, os custos de capital médios menos relevantes são os associados à compressão de H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>. Cada um deles equivale a menos de 1% do custo de capital médio da eletrólise.

#### **5.4.2 Estimativas dos fluxos de caixa**

As estimativas dos fluxos de caixa derivam dos resultados da equação 3.2.

A tabela 5-22 apresenta as estimativas de receita média, de custos operacionais médios e de fluxo de caixa médio para cada conjunto de destilarias produzindo metanol. Conforme explicado na seção 4.4, tanto os impostos quanto os custos da energia foram considerados nulos.

**Tabela 5-22: Receita média, custos operacionais médios e fluxo de caixa médio (metanol)**

Ordem das usinas	Custo de O&M médio do sistema de cogeração (R\$/ano)	Custo operacional fixo médio-produção de H <sub>2</sub> (milhões de R\$/ano)	Custo de O&M médio - compressão de H <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo de O&M médio - compressão de CO <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo operacional médio da síntese de metanol (milhões de R\$/ano)	Receita média gerada pela venda de metanol ao preço de importação (milhões de R\$/ano)	Fluxo de caixa anual médio (milhões de R\$/ano)
8; 13; 19; 23	348	1,44	3281	1480	0,96	0,83	-1,57
9; 14; 51	1254	3,80	8357	3770	3,46	3,00	-4,28
2; 5; 11; 12; 34	2206	6,69	12218	5512	6,09	5,28	-7,52
1; 4; 45	3354	10,18	16179	7299	9,26	8,03	-11,44
7; 10; 17; 24; 57	4699	14,25	20267	9144	12,97	11,25	-16,02
15; 25; 40; 42	6053	18,36	24026	10840	16,71	14,49	-20,63
16; 28; 32; 36; 56	7547	22,89	27853	12566	20,84	18,07	-25,72
18; 22; 30; 31; 52 e 53	10063	30,53	33768	15235	27,79	24,09	-34,29
6; 20; 39 e 41	13250	40,20	40554	18297	36,59	31,72	-45,14
29; 43 e 54	17961	54,49	49757	22449	49,59	42,99	-61,18
47 e 49	24809	75,26	61813	27888	68,50	59,39	-84,49

A tabela 5-22 permite observar que o fluxo de caixa de qualquer conjunto de destilarias é negativo, o que indica que a venda de metanol ao preço de importação deste produto não gera receita suficiente para financiar a rota de produção proposta nesta tese. Chega-se a esta conclusão antes mesmo de se considerar a inclusão dos custos de capital nos cálculos; ou seja, somente os custos operacionais já superam as receitas. Dentre os custos operacionais, o mais relevante é o custo operacional fixo da produção de H<sub>2</sub>. Um

pouco inferior a este é o custo operacional da síntese de metanol. Já o custo operacional do sistema de cogeração após a repotenciação equivale a menos de 0,05% do custo operacional fixo da produção de H<sub>2</sub>.

A tabela 5-23 apresenta as estimativas da receita média, dos custos operacionais médios e do fluxo de caixa médio para cada conjunto de destilarias produzindo ureia. Tanto os impostos quanto os custos da energia foram considerados nulos (seção 4.4).

**Tabela 5-23: Receita média, custos operacionais médios e fluxo de caixa médio (ureia)**

Ordem das usinas	Custo de O&M médio do sistema de cogeração (R\$/ano)	Custo operacional fixo médio-produção de H <sub>2</sub> (milhões de R\$/ano)	Custo operacional médio - compressão de H <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo operacional médio - compressão de CO <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo operacional médio-compressão de N <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo operacional médio - ASU (R\$/ano)	Custo operacional médio da síntese de amônia (milhões de R\$/ano)	Custo operacional médio da síntese de ureia (milhões de R\$/ano)	Receita média gerada pela venda de ureia ao preço de importação (milhões de R\$/ano)	Fluxo de caixa anual médio (milhões de R\$/ano)
8; 13; 19; 23	348	1,00	4581	1839	710	21450	0,54	0,54	1,26	-0,84
9; 14; 51	1254	3,60	11668	4684	1808	63012	1,41	1,42	4,53	-1,98
2; 5; 11; 12; 34	2206	6,32	17060	6848	2643	99108	2,10	2,11	7,97	-2,69
1; 4; 45	3354	9,62	22590	9068	3499	138588	2,81	2,83	12,11	-3,32
7; 10; 17; 24;	4699	13,47	28299	11360	4384	181411	3,56	3,58	16,97	-3,87

57										
15; 25; 40; 42	6053	17,36	33548	13467	5197	222231	4,25	4,27	21,86	-4,30
16; 28; 32; 36; 56	7547	21,64	38891	15612	6025	265120	4,96	4,99	27,25	-4,66
18; 22; 30; 31; 52 e 53	10063	28,85	47150	18928	7304	333694	6,06	6,10	36,34	-5,09
6; 20; 39 e 41	13250	37,99	56626	22731	8772	415487	7,34	7,39	47,85	-5,39
29; 43 e 54	17961	51,50	69476	27890	10762	530228	9,09	9,15	64,86	-5,53
47 e 49	9696	71,13	86309	34647	13370	686845	11,40	11,47	89,59	-5,26

A tabela 5-23 mostra que nenhum conjunto de destilarias apresenta viabilidade de mercado para produzir ureia pela rota de produção proposta nesta tese. Apesar disso, os resultados dos fluxos médios de caixa da ureia são maiores do que os do metanol (tabela 5-22). Isto se deve, principalmente, a dois fatores. O primeiro é o fato de, para qualquer conjunto de destilarias, a soma dos custos operacionais médios das sínteses de amônia e de ureia ser inferior ao custo operacional médio da síntese de metanol. O segundo é o fato de que qualquer conjunto de destilarias é capaz de produzir anualmente mais ureia do que metanol. Tal fato acaba gerando uma receita derivada da produção de ureia superior à receita derivada da produção de metanol. Dentre os custos operacionais, o da produção de H<sub>2</sub> é o mais significativo, seguido dos custos operacionais das sínteses de amônia e ureia, cuja soma representa entre 30% e 100% do valor do primeiro. Nota-se que a importância dos custos operacionais das sínteses em relação ao custo operacional da produção de H<sub>2</sub> reduz à medida que se aumenta o porte da destilaria.

#### **5.4.3 Estimativas dos VPL**

A quarta e a quinta coluna da tabela 5-24 apresentam os VPL médios do uso do CO<sub>2</sub> para produção de metanol. Tais VPL são calculados pela equação 3.1. Os VPL médios apresentados se referem aos conjuntos de destilarias considerados neste estudo. São apresentados dois valores para os VPL, pois um resulta da aplicação de uma taxa de desconto de 15% ao ano sobre os valores dos fluxos de caixa, enquanto o outro considera uma taxa de desconto de 8% ao ano sobre estes valores, conforme apresentado na tabela 4-16. Vale ressaltar que, para ambos cenários, a taxa de desconto utilizada para trazer o investimento para o valor presente é de 15% ao ano. Este cálculo resulta da solução da primeira parcela da equação 3.1. Esta tabela também apresenta uma coluna com os valores das receitas médias e outra com os valores que resultam da soma dos custos de O&M médios. A tabela A5-13 (anexo 5) apresenta o valor do VPL, da receita e da soma dos custos de O&M para cada destilaria.

As últimas duas colunas apresentam os preços médios do metanol que deveriam ser recebidos pelos conjuntos de destilarias para zerar seus VPL. Estes são os preços médios que tornariam a comercialização do metanol mercadologicamente viável para cada conjunto de destilarias. Obtêm-se os valores de tais preços quando a equação 3.1 é igualada a zero. Há dois preços médios diferentes associados a cada conjunto de destilarias, pois enquanto um deles é calculado considerando uma taxa de desconto de

15% ao ano, o outro é calculado considerando uma taxa de desconto de 8% ao ano, conforme proposto na tabela 4-16. A tabela A5-13 (anexo 5) também apresenta os preços do metanol que deveriam ser recebidos pelas destilarias individualmente para zerar seus VPL.

**Tabela 5-24: Custos médios de O&M e de energia, receitas médias e VPL médios do uso do CO<sub>2</sub> para produção de metanol**

Ordem das usinas	Custo médio de O&M e de energia no período t (milhões de R\$/ano)	Receita média gerada pela venda de metanol ao preço de importação (milhões de R\$/ano)	VPL médio (milhões de R\$)-cenário metanol <sub>1</sub> (i=0,15)	VPL médio (milhões de R\$)-cenário metanol <sub>2</sub> (i=0,08)	Preço médio do metanol para atingir VPL=0 cenário metanol <sub>1</sub> (i=0,15)	Preço médio do metanol para atingir VPL=0 cenário metanol <sub>2</sub> (i=0,08)
8; 13; 19; 23	2,41	0,83	-33,09	-39,95	13676	9215
9; 14; 51	7,28	3,00	-94,96	-113,61	7810	5333
2; 5; 11; 12; 34	12,80	5,28	-166,93	-199,73	7806	5330
1; 4; 45	19,46	8,03	-253,74	-303,60	7803	5329
7; 10; 17; 24; 57	27,26	11,25	-355,34	-425,17	7801	5327
15; 25; 40; 42	35,12	14,49	-435,83	-525,77	7478	5156
16; 28; 32; 36; 56	43,78	18,07	-543,28	-655,40	7477	5155
18; 22; 30; 31; 52 e 53	58,73	24,24	-728,74	-879,14	7475	5154
6; 20; 39 e 41	76,86	31,72	-937,42	-1134,22	7370	5098
29; 43 e 54	104,17	42,99	-1263,32	-1530,04	7329	5077
47 e 49	143,88	59,39	-1744,74	-2113,13	7328	5076

A tabela 5-24 torna evidente o mesmo fenômeno contraditório com o valor dos VPL dos cenários otimista e pessimista da análise de viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para EOR. Comparando-se os valores das colunas dos VLP, nota-se que o cenário associado à menor taxa de desconto é o que está associado aos menores VPL. Assim como no caso do EOR, isto está associado ao fato de os fluxos de caixa serem negativos. Quando se descontam fluxos de caixa negativos (custos), os descontos realizados com a menor taxa de desconto resultam em VPL menores.

Como os fluxos de caixa são negativos todos os VPL são também negativos, tornando-se menores à medida que se aumenta o porte médio das destilarias. Observa-se que, para todos os conjuntos de destilarias, a divisão entre os custos médios de O&M e de energia e as receitas médias resulta num valor entre 2,5 e 3. Isto significa que cada fluxo de caixa equivale a um valor negativo, cujo módulo está entre 1 e 1,5 vezes o valor da receita anual. Quanto maior o porte da destilaria menor é o fluxo de caixa, ou seja, maior o custo pago anualmente, o que contribui para que o VPL diminua a medida que o porte da destilaria aumenta. Outro valor que cresce com o porte da destilaria, contribuindo para que o VPL diminua é o custo de capital.

Para todos os conjuntos de destilarias, com exceção do primeiro<sup>126</sup>, as razões entre os preços médios do metanol que tornariam os VPL das destilarias zerados e o preço estimado do metanol importado variam entre 5 e 7. Isto significa que, mesmo num cenário otimista em relação à taxa de desconto, o preço do metanol importado teria que quintuplicar para que o metanol produzido através da rota proposta nesta tese se tornasse mercadologicamente viável. Salienta-se, no entanto, que a única diferença entre os cenários de produção de metanol é a taxa de desconto. Há outros parâmetros que influenciam os VPL, como os custos da eletrólise e da síntese de metanol. Estes parâmetros apresentam estimativas variadas. Estudos futuros poderiam aprofundar a análise de sensibilidade, incluindo valores otimistas ou pessimistas destes parâmetros na composição dos cenários de estudos de viabilidade de mercado.

---

<sup>126</sup>O primeiro conjunto conta com as destilarias 13 e 23. A relação entre o custo de capital e a capacidade destas destilarias é maior do que para as outras destilarias. Isto ocorre porque o custo de capital por unidade de capacidade de produção de H<sub>2</sub> aumenta a partir de certa escala de produção, que contempla o caso das destilarias 13 e 23.

A quarta e a quinta colunas da tabela 5-25 apresentam os VPL médios do uso do CO<sub>2</sub> para produção de ureia. Tais VPL são calculados pela equação 3.1. Os VPL médios apresentados se referem aos conjuntos de destilarias considerados neste estudo. São apresentados dois valores para os VPL, pois um resulta da aplicação de uma taxa de desconto de 15% ao ano sobre os valores dos fluxos de caixa, enquanto o outro considera uma taxa de desconto de 8% ao ano sobre estes valores, conforme apresentado na tabela 4-16. Vale ressaltar que, para ambos cenários, a taxa de desconto utilizada para trazer o investimento para o valor presente é de 15% ao ano. Este cálculo resulta da solução da primeira parcela da equação 3.1. Esta tabela também apresenta uma coluna com os valores das receitas médias e outra com os valores que resultam da soma dos custos médios de O&M e de energia. A tabela A5-14 (anexo 5) apresenta o valor do VPL, da receita e da soma dos custos de O&M e de energia para cada destilaria.

As últimas duas colunas apresentam os preços médios da ureia que deveriam ser recebidos pelos conjuntos de destilarias para zerar seus VPL. Estes são os preços médios que tornariam a comercialização da ureia mercadologicamente viável para cada conjunto de destilarias. Obtém-se os valores de tais preços quando a equação 3.1 é igualada a zero. Há dois preços médios diferentes associados a cada conjunto de destilarias, pois enquanto um deles é calculado considerando uma taxa de desconto de 15% ao ano, o outro é calculado considerando uma taxa de desconto de 8% ao ano, conforme proposto na tabela 4-16. A tabela A5-14 (anexo 5) também apresenta os preços da ureia que deveriam ser recebidos pelas destilarias individualmente para zerar seus VPL.

**Tabela 5-25: Custos médios de O&M e de energia, receitas médias e VPL médios do uso do CO<sub>2</sub> para produção de ureia**

Ordem das usinas	Custo médio de O&M e de energia no período t (milhões de R\$/ano)	Receita média gerada pela venda de ureia ao preço de importação (milhões de R\$/ano)	VPL médio (milhões de R\$)-cenário ureia <sub>1</sub> (i=0,15)	VPL médio (milhões de R\$)-cenário ureia <sub>2</sub> (i=0,08)	Preço médio da ureia (R\$/t) para atingir VPL=0 cenário ureia <sub>1</sub> (i=0,15)	Preço médio da ureia (R\$/t) para atingir VPL=0 cenário ureia <sub>2</sub> (i=0,08)
8; 13; 19; 23	2,10	1,26	-47,73	-51,41	9109	5638
9; 14; 51	6,51	4,53	-143,49	-152,11	6672	4138
2; 5; 11; 12; 34	10,66	7,97	-231,28	-243,02	6177	3833
1; 4; 45	15,43	12,11	-330,94	-345,42	5865	3641
7; 10; 17; 24; 57	20,84	16,97	-442,61	-459,48	5643	3505
15; 25; 40; 42	26,16	21,86	-529,94	-548,69	5306	3312
16; 28; 32; 36; 56	31,92	27,25	-642,00	-662,33	5180	3235
18; 22; 30; 31; 52 e 53	41,43	36,34	-825,79	-848,00	5030	3143
6; 20; 39 e 41	53,24	47,85	-1035,83	-1059,32	4841	3032
29; 43 e 54	70,39	64,86	-1349,31	-1373,42	4682	2936
47 e 49	94,85	89,59	-1799,98	-1822,92	4550	2854

Na tabela 5-25, ao se comparar os valores das colunas dos VLP, nota-se que o cenário associado à menor taxa de desconto é o que está associado aos menores VPL. Assim como no caso do EOR e do metanol, isto está associado ao fato de os fluxos de caixa serem negativos. Isto faz com que à medida que o porte médio do conjunto de destilarias aumenta o VPL médio diminui. Observa-se que, para todos os conjuntos de destilarias, a divisão entre os custos médios de O&M e de energia e as receitas médias resulta num valor entre 1,0 e 1,7. Isto significa que cada fluxo de caixa equivale a um valor negativo, cujo módulo pode alcançar 0,7 vezes o valor da receita anual. Quanto maior o porte da destilaria menor é o fluxo de caixa, ou seja, maior o custo pago anualmente, o que contribui para que o VPL diminua a medida que o porte da destilaria aumenta. Outro valor que cresce com o porte da destilaria, contribuindo para que o VPL diminua é o custo de capital.

Para todos os conjuntos de destilarias, à exceção do primeiro, as razões entre os preços médios da ureia que tornariam os VPL das destilarias zerados e o preço estimado da ureia importada variam entre 3 e 7. Isto significa que, mesmo num cenário otimista em relação à taxa de desconto, o preço da ureia importada teria que triplicar para que a ureia produzida através da rota proposta nesta tese se tornasse mercadologicamente viável. Salienta-se, no entanto, que a única diferença entre os cenários de produção de ureia é a taxa de desconto. Há outros parâmetros que influenciam os VPL, como os custos da eletrólise e das sínteses de amônia e ureia. Estes parâmetros apresentam estimativas variadas. Estudos futuros poderiam aprofundar a análise de sensibilidade, incluindo valores otimistas ou pessimistas destes parâmetros na composição dos cenários de estudo de viabilidade de mercado.

Este capítulo apresentou os resultados de análises de viabilidade técnica e de mercado de alguns usos industriais de CO<sub>2</sub> derivado de destilarias do Centro-Sul. A aplicação da metodologia apresentada nos capítulos 3 e 4 permitiu realizar uma análise do potencial brasileiro destes usos. Apesar de se poder questionar as premissas e os valores dos parâmetros usados nas equações que levaram aos resultados apresentados neste capítulo, tais resultados respondem a hipóteses que ainda não haviam sido testadas para o Brasil. Análises de sensibilidades mais detalhadas podem ser realizadas em estudos futuros visando multiplicar os cenários de análise de viabilidade técnica e de mercado destes e de outros usos industriais de CO<sub>2</sub>.

# Considerações Finais

Os usos físicos, químicos e biológicos de CO<sub>2</sub> podem contribuir para reduzir as emissões de GEE e, ao mesmo tempo, proporcionar a geração de receitas aos setores que comercializarem este gás. Um dos maiores custos associados ao aproveitamento deste gás é o da sua captura, especialmente de processos onde este se encontra diluído em outros gases. A fermentação é uma fonte atípica de CO<sub>2</sub>, já que é uma das fontes de menor custo para a captura deste insumo.

Estimativas globais sobre o potencial de diversos possíveis usos de CO<sub>2</sub> não detalham os critérios utilizados nas projeções. Com base nestas estimativas globais e em informações a respeito dos principais projetos de captura e uso de CO<sub>2</sub> no mundo, selecionou-se um conjunto de usos, para os quais se propôs e se aplicou uma metodologia para estimar a demanda potencial brasileira destas rotas de uso de CO<sub>2</sub>.

Tais estimativas apontam que, no curto prazo, os usos com maior potencial de demanda são o EOR, a produção de metanol e a produção de ureia. Apesar de o EOR ter se mostrado como capaz de utilizar até 100% do CO<sub>2</sub> emitido pelas destilarias do Centro-Sul para estimular a produção de petróleo em campos maduros da bacia de Campos, tal uso significativo poderia ocorrer durante um intervalo de tempo limitado, correspondente a cerca de 10 anos<sup>127</sup>. Além disso, apesar das características de alguns campos da bacia de Campos parecerem favoráveis à injeção, estudos geológicos mais aprofundados precisariam ser realizados para se confirmar tal possibilidade. Com relação ao potencial de demanda de CO<sub>2</sub> para a produção de ureia e metanol, as estimativas apontam, respectivamente, para o consumo de cerca de 13% e 6% do CO<sub>2</sub> emitido pelas destilarias.

Quando o potencial demandado por todos os usos avaliados são somados (excluido o EOR), o resultado pode alcançar quase 22% do CO<sub>2</sub> emitido pela

---

<sup>127</sup>Apesar de o tempo de vida considerado para os carbodutos ser de 40 anos e a duração da recuperação avançada nos campos de maior demanda de CO<sub>2</sub> ser estimada em cerca de 10 anos, tais dutos podem continuar a ser usados para a recuperação avançada em campos não analisados nesta tese ou que ainda não atingiram o pico de produção. Além disso, a hipótese de que os campos continuarão a produzir no ritmo em que produziram entre 2004 e 2006 pode não se efetivar, o que mudaria a duração da recuperação avançada nos campos estudados.

fermentação de etanol no Centro-Sul. Apesar de este valor não ser tão significativo, ele pode representar uma opção de redução de emissões de GEE para cerca de um quinto das destilarias do Centro-Sul. Tal opção pode se tornar relevante caso se verifique algum tipo de restrição de emissões de GEE às destilarias. Enfatiza-se que as opções de uso do CO<sub>2</sub> apresentam a vantagem de gerar receita através da comercialização deste gás ou do produto que dele pode ser gerado.

Devido à limitação de escopo, esta tese analisou a viabilidade de mercado de apenas três dos usos que apresentaram o maior potencial técnico de demanda no Brasil. No entanto, pode haver usos que, apesar de não demandarem um percentual significativo de toda a emissão de CO<sub>2</sub> da fermentação de etanol do Centro-Sul, apresentem potencial de mercado. Com relação aos usos físicos como, por exemplo, a carbonatação de bebidas, boa parte dos custos associados ao aproveitamento do CO<sub>2</sub> está relacionada ao custo de transporte deste gás. Destilarias que, eventualmente, se situem próximas à alguma fonte de demanda de CO<sub>2</sub> para usos físicos têm maior probabilidade de tornar a comercialização deste gás mercadologicamente viável. Outra possibilidade de aprofundamento das pesquisas nesta área envolveria a análise dos custos de outros modais, que não apenas os de carbodutos, para o transporte de CO<sub>2</sub>. Tal análise poderia focar o atendimento de nichos de mercado, que não possibilitam o aproveitamento de economias de escala derivadas da construção de rede de carbodutos.

Pesquisas adicionais também são importantes para fornecer informações que possibilitem análises mais precisas sobre o potencial de demanda de certos usos. A análise do potencial de demanda de CO<sub>2</sub> derivada da produção de carbonato de cálcio a partir da reação deste gás com as cinzas da queima do bagaço não foi possível de ser realizada por falta de dados a respeito da composição das cinzas desta biomassa. Apesar disso, a demanda de CO<sub>2</sub> associada à reação deste gás com as cinzas da indústria de cimento e de papel e celulose se mostrou relativamente promissora. Outra possibilidade seria avaliar novos usos para o metanol que poderiam expandir sua demanda para além do que atualmente importamos.

Do ponto de vista da viabilidade de mercado, só foi possível avaliar com maior acurácia a viabilidade do uso de CO<sub>2</sub> para EOR, porque se utilizou uma metodologia baseada na ferramenta de geoprocessamento ArcMap 10.0 para estimar o custo de capital de carbodutos ligando algumas destilarias aos campos da bacia de Campos

conhecidos como Parati e Cachalote. Formulou-se uma metodologia baseada no ArcMap 10.0 que é capaz de minimizar o custo de capital de uma rede de dutos que permite transportar o CO<sub>2</sub> das destilarias até os campos de petróleo. Salienta-se que foram criados certos destinos fictícios, conhecidos como *hubs*, responsáveis pela junção de trechos de carbodutos. Tais *hubs* permitiram o aproveitamento de economias de escala na construção da rede, já que, quando se consideravam os destinos de todos os dutos como sendo os campos de petróleo, o ArcMap propunha a construção de um duto entre cada destilaria e um campo de petróleo. Ou seja, sem a criação e a utilização dos *hubs* como pontos de destino ou origem de certos trechos de dutos, mesmo que duas destilarias sejam vizinhas, o ArcMap não considera a possibilidade de construir apenas um duto que seja compartilhado entre elas.

Divergências quanto à seleção dos valores dos parâmetros utilizados no cálculo do custo de capital dos carbodutos podem ser amenizadas através de análises de sensibilidade. Tais análises são possíveis através de mudanças nos valores dos parâmetros que compõem a equação do custo de capital de um carboduto. Outra maneira de realizar uma análise de sensibilidade consiste em mudar os dados de entrada das rotinas que processam os mapas que servem de entrada para a operação do ArcMap que constrói a rota de mínimo custo para cada trecho de carboduto. Isto significa que esta metodologia, utilizada para calcular o custo de capital de carbodutos, é relativamente flexível, respondendo à subjetividade da seleção dos valores dos parâmetros que influenciam o resultado deste custo.

Quando se analisa o custo de capital dos carbodutos com o qual arca cada destilaria, nota-se que determinadas destilarias arcaram com um valor maior do que outras plantas situadas mais distantes e com menor capacidade de produção. Esta aparente incoerência é explicada pela posição da destilaria na rede de carbodutos. Devido ao fato de o custo de capital dos carbodutos ou das estações de recompressão (apenas as usadas na recompressão ao longo dos dutos) ser dividido proporcionalmente ao uso que a destilaria faz da infraestrutura, destilarias relativamente isoladas acabam arcando praticamente sozinhas com grande parte do custo de longos trechos de carbodutos.

Um resultado muito interessante se refere ao fato de a viabilidade de mercado do uso de CO<sub>2</sub> para EOR depender do agente investidor da rede de carbodutos. Quando se avalia a viabilidade de mercado de uma rede construída por uma empresa de petróleo, o

empreendimento mostra-se mercadologicamente viável. No entanto, quando se estima que o investimento na rede será repartido pelas destilarias, ele se torna mercadologicamente inviável. Considerando-se, por exemplo, os cenários pessimistas, nos casos em que as destilarias são consideradas os agentes investidores os VPL médios variam entre cerca de -2 milhões de reais até cerca de -189 milhões de reais, ao passo que, quando se considera que o agente investidor é uma empresa de petróleo, estes valores variam entre cerca de 3 milhões de reais e cerca de 309 milhões de reais (tabela 5-17). A razão desta divergência está associada ao fato de as empresas de petróleo pagarem um preço muito baixo pelo CO<sub>2</sub> quando comparado ao potencial das receitas que podem ser geradas com a produção adicional de petróleo derivada da injeção deste gás<sup>128</sup>.

A decisão relacionada ao estudo da viabilidade de mercado da produção de metanol ou ureia não foi influenciada apenas pelo potencial de demanda destes insumos. Buscou-se também analisar usos que evitassem a necessidade de transportar CO<sub>2</sub>, eliminando os custos e os impactos socioambientais associados a esta etapa.

Quanto à viabilidade de mercado da produção de metanol e ureia destaca-se que ambas as rotas propostas não apresentam viabilidade de mercado. A análise dos custos destes processos permite indicar que a eletrólise está associada ao maior custo de capital de cada um, seguida pela etapa de repotenciação<sup>129</sup>, cujo custo de capital é menos da metade do custo da etapa de eletrólise. Os resultados mostram que, para haver viabilidade de mercado, o preço da ureia importada teria que triplicar e o do metanol importado quintuplicar. Analisando-se os resultados dos cenários otimistas (tabelas 5-24 e 5-25), por exemplo, nota-se que os preços médios do metanol que zerariam os VPL médios variam de 5075 a 5329 reais por tonelada. Já no caso da ureia tais preços variam de 2846 a 4122 reais por tonelada<sup>130</sup>.

---

<sup>128</sup>Para se ter uma idéia, o preço pago pelo CO<sub>2</sub> na boca do poço é de cerca de R\$ 60/t. Já considerando o preço do petróleo e a quantidade de petróleo que pode ser produzido com a injeção de cada tonelada de CO<sub>2</sub>, o valor do CO<sub>2</sub> equivale a cerca de R\$ 1107/t.

<sup>129</sup> Salienta-se que, devido ao fato de se ter considerado que toda a energia elétrica excedente seria utilizada na produção de metanol ou ureia, todo o custo da repotenciação foi atribuído à fabricação destes produtos químicos.

<sup>130</sup>Nestes intervalos não estão incluídos os valores associados ao primeiro conjunto de destilarias. Este conjunto contem as destilarias 13 e 23, que estão associadas a um custo de capital do processo de

Além de um cenário otimista e outro pessimista baseados na variação da taxa de desconto do capital, pesquisas futuras poderiam considerar variações de parâmetros que influenciam os custos de produção de ureia ou metanol, especialmente, nas etapas de eletrólise e de repotenciação das destilarias.

Além disso, pesquisas adicionais poderiam valorar possíveis externalidades positivas oriundas da substituição da importação de metanol ou ureia, tais como: geração de emprego e renda no Brasil, a estocagem do CO<sub>2</sub>, associada à substituição de metanol e de ureia de origem fóssil por estes insumos de origem renovável, redução das emissões de poluentes globais e locais do transporte destes insumos por longas distâncias. Enfatiza-se que cálculos futuros da viabilidade econômica da produção destes insumos podem incluir também estimativas de preços de CO<sub>2</sub> no mercado de carbono, considerando, por exemplo, que estes usos poderiam gerar créditos negociáveis em mercados de carbono.

---

eletrólise mais elevado do que o das outras destilarias, impactando os preços médios que zerariam os VPL deste conjunto.

# Referências Bibliográficas

ABENGOA, 2013, *Informe Anual 2012*. Disponível em: <[http://www.abengoa.es/web/es/accionistas\\_y\\_gobierno\\_corporativo/informes\\_anuales/2012/](http://www.abengoa.es/web/es/accionistas_y_gobierno_corporativo/informes_anuales/2012/)>. Acesso em: 16-09-2013.

ABIA, 2014, *Sugestões da Indústria da Alimentação para Alavancagem da Exportação de Alimentos Processados com Valor Agregado*. Disponível em: <<http://abia.org.br/vst/SugestoesINDALparaAlavancagemExportacaoAlimsProcessados.pdf>>. Acesso em: 02/10/2014.

ABIA, 2014b, *INDÚSTRIA DA ALIMENTAÇÃO - PRINCIPAIS INDICADORES ECONÔMICOS*. Disponível em: <<http://www.abia.org.br/vst/balancacomercial.pdf>>. Acesso em: 02/10/2014.

ABICLOR, 2012, *Relatório Anual Indústria Brasileira de Álcalis, Cloro e Derivados*, Disponível em: <<http://abiclor.com.br/v2/wp-content/uploads/Abiclor-Relatorio-Estat%C3%ADstico-2012.pdf>>. Acesso em: 18/09/2013.

ABIQUIM, 2010, *Anuário da Indústria Química Brasileira*. São Paulo: Associação Brasileira da Indústria Química.

ABIQUIM, 2011, *Guia da Indústria Química Brasileira*. São Paulo: Associação Brasileira da Indústria Química.

ABIR, 2011, *Consumo de todas as bebidas comerciais 2005-2010*, Disponível em: <<http://abir.org.br/2011/10/24/dados-de-mercado-2011/>>. Acesso em: 17/04/2013.

ABRAS, 2014, *REFRIGERANTES AINDA PATINA*. Disponível em: <<http://www.abrasnet.com.br/clipping.php?area=10&clipping=45247>>. Acesso em: 30/09/2014.

AGSTOCKTRADE, 2014, *Conestoga Energy Holdings, LLC*. Disponível em: <[http://www.agstocktrade.com/index.php?option=com\\_content&task=view&id=22&Itemid=38&company\\_id=51](http://www.agstocktrade.com/index.php?option=com_content&task=view&id=22&Itemid=38&company_id=51)>. Acesso em: 28/09/2014.

AL-NEHLAWI, A., SALDO, J., VEGA, L.F. et al., 2013, "Effect of high carbon dioxide atmosphere packaging and soluble gas stabilization pre-treatment on the shelf-life and quality of chicken drumsticks", *Meat Science*, v. 94, pp.1–8.

ANEEL, 2013, *Sistema de Informações Georreferenciadas do Setor Elétrico*. Disponível em: <<http://sigel.aneel.gov.br/sigel.html>>. Acesso em: 30/09/2013.

ANP, 2013, *Banco de Dados de Exploração e Produção*. Disponível em: <<http://maps.bdep.gov.br/website/mapas/viewer.htm>>. Acesso em: 17/09/2013.

ANP, 2013b, *Brazil Round 9 Campos Basin*, Disponível em: <[http://www.brasil-rounds.gov.br/arquivos/Seminario\\_tecnico\\_r9\\_ingles/Campos\\_\(ingles\).pdf](http://www.brasil-rounds.gov.br/arquivos/Seminario_tecnico_r9_ingles/Campos_(ingles).pdf)>. Acesso em: 12/11/2013.

ANP, 2013c, *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: 14/08/2014.

ANP, 2014, *Produção Nacional de Derivados de Petróleo (metros cúbicos)*. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/?pg=18599&m=&t1=&t2=&t3=&t4=&ar=&ps=&cachebust=1408996678510>>. Acesso em: 25/08/2014.

ANP, 2014b, Boletim do Etanol No01/2014 Fevereiro, Rio de Janeiro: ANP. Disponível em: <<http://www.siamig.com.br/cache/Documentos/anp.pdf>>. Acesso em: 05/04/2014.

ANP, 2014c, *PREÇOS MÍNIMOS DO PETRÓLEO – JANEIRO DE 2014*, Disponível em: <[www.anp.gov.br/?dw=69840](http://www.anp.gov.br/?dw=69840)>. Acesso em: 08/02/2014.

ARACRUZ, 2008, Insumo feito em casa, Aracruz em revista, n. 179 (Fev). Disponível em: <[http://www02.abb.com/global/seitp/seitp202.nsf/c71c66c1f02e6575c125711f004660e6/bd25eb826e1956138325740500577483/\\$FILE/Revista+Aracruz.pdf](http://www02.abb.com/global/seitp/seitp202.nsf/c71c66c1f02e6575c125711f004660e6/bd25eb826e1956138325740500577483/$FILE/Revista+Aracruz.pdf)>. Acesso em: 16/07/2014

ASSIS, O. C., BECKER, M. R., MELO, J. R. C., et al., 1998, "Barracuda and Caratinga giant oil fields, deep water Campos Basin, Brazil." *Offshore Technology Conference*, OTC-8879-MS, Houston, Texas, USA.

AZEREDO, V.B.S. de, 2012, *Produção de Biodiesel a partir do Cultivo de Microalgas: Estimativa de Custos e Perspectivas para o Brasil*. Tese de M.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

BACHU, S., BONIJOLY, D. & BRADSHAW, J., 2007, "CO<sub>2</sub> Storage capacity estimation: Methodology and gaps". *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v.1, pp.430–443.

BACOCOLI, G., CAMPOS, O.A.J., MORALES, R.G., 1979, "Namorado Field, Major Oil Discovery in Campos Basin, Brazil", ABSTRACT. *AAPG Bulletin*, v.63, n.3 (Mar), pp.412–412. Disponível em: <<http://archives.datapages.com/data/bulletns/1977-79/data/pg/0063/0003/0400/0412.htm>> Acesso em: 17/07/2014.

BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014, *Taxas de Câmbio*, Disponível em: <<http://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpesq.asp?id=txcotacao.02/01/2014>>. Acesso em: 02/01/2014.

BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2014b, *Histórico de Metas para a Inflação no Brasil*, Disponível em: <<http://www.bcb.gov.br/Pec/metas/TabelaMetaseResultados.pdf>>. Acesso em: 02/01/2014.

BANSAL, P., 2012, "A review - Status of CO<sub>2</sub> as a low temperature refrigerant: Fundamentals and R&D opportunities". *Applied Thermal Engineering*, v.41, pp.18–29.

BARKER, G., JEFFERSON, B. & JUDD, S.J., 2002, "Domestic carbonation process optimisation", *Journal of Food Engineering*, v.52, n. 4 (May), pp.405–412.

BASTOS, J.B.V., 2011, Avaliação de Mecanismos de Incentivo à Cogeração de Energia a partir do Bagaço da Cana de Açúcar em uma Planta Química Brasileira de Soda-Cloro. Tese de M.Sc, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

BECK, B., CUNHA, P., KETZER, M., et al., 2011, “The Current Status of CCS development in Brazil”. *Energy Procedia*, v.4, pp.6148–6151.

BNDES, 2008, *Bioetanol de cana-de-açúcar : energia para o desenvolvimento sustentável*. 1 ed., Rio de Janeiro, BNDES. Disponível em: <<http://www.bioetanoldecan.org/>>. Acesso em: 20/01/2012.

BONIJOLY , D., FABBRI, A., CHAPUIS , F. et al., 2009, “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 (Feb), pp.3927–3934.

BRAGATO, M., JOSHI, K., CARLSON, J.B. et al., 2012, “Combustion of coal, bagasse and blends thereof Part I: Emissions from batch combustion of fixed beds of fuels”, *Fuel*, v.96, pp.43–50.

BURGESS, J., JEFFERY, L., LOWE, A. et al., 2011, *Novel CO<sub>2</sub> Capture Task Force Report*, Global CCS Institute, Disponível em: <<http://www.globalccsinstitute.com/publications/novel-co2-capture-taskforce-report>>. Acesso em: 08/04/2013.

CÂMARA, G., ANDRADE, C., JÚNIOR, A. S et al., 2013, “Storage of carbon dioxide in geological reservoirs: is it a cleaner technology?” *Journal of Cleaner Production*, v. 47, pp. 52–60.

CAMPOS, A.R.F.C., CORDEIRO, J.P. & BORGES, L.M.G., et al., “Síntese de Etanol a partir da Fermentação Alcoólica da Sacarose”. 52º Congresso Brasileiro de Química, Recife, PE, Brasil, 2012 Disponível em: <<http://www.abq.org.br/cbq/2012/trabalhos/10/1143-14665.html#>> Acesso em: 17/12/2014.

CAMPREGHER, N., 2005, *Estudo de Viabilidade da Incorporação do Lodo da Estação de Tratamento de Efluentes da Indústria de Papel, Celulose e Aparas em Material Cerâmico*. UFSC, Florianópolis, Santa Catarina, Brasil.

CASTRO, N.J. D. & DANTAS, G. de A., “Lições do PROINFA e do Leilão de Fontes Alternativas para a Inserção da Bioeletricidade Sucroalcooleira na Matriz

Elétrica Brasileira”. 30º Congresso Internacional de Bioenergia, Curitiba, PR, Brasil, 2008.

CAVALCANTI, M.C.B., 2006, *Análise dos Tributos Incidentes sobre os Combustíveis Automotivos no Brasil*. Tese de M.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

COSTA, I.V.L. da, 2014, *Proposta de Estrutura Regulatória para Sequestro Geológico de CO<sub>2</sub> no Brasil e uma Aplicação para o Estado do Rio de Janeiro*. Tese de D.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

COSTA, J.A.B., 2009, *Competitividade da Agroindústria Canavieira na Região Norte Fluminense*. Tese de D.Sc., Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, Campos dos Goytacazes, RJ, Brasil.

CSLF, 2013, *Technical Challenges in the Conversion of CO<sub>2</sub>-EOR Projects to CO<sub>2</sub> Storage Projects*, Disponível em: <[www.cslforum.org/publications/](http://www.cslforum.org/publications/)>. Acesso em: 04/11/2013.RUBIN, 2008, “Carbon Dioxide Sequestration”, *Elements*, v.4, n.5 (Oct), pp.311–317.

DABWAN, A.H.A., EGUSA, K. & IMAI, D., et al., 2012, “Utilization of Paper Sludge Wastes for Treatment of Wastewater from Food Processing Industries”. *Pak. J. Anal. Environ. Chem.*, v.13, n.2, pp. 103-106.

DAHOWSKI, R., DOOLEY, J., 2008, *Source/Sink Matching for U.S. Ethanol Plants and Candidate Deep Geologic Carbon Dioxide Storage Formations*, Report PNNL-17831, United States Department of Energy, Springfield, VA, USA Disponível em: <[www.pnl.gov/main/publications/external/technical.../PNNL-17831.pdf](http://www.pnl.gov/main/publications/external/technical.../PNNL-17831.pdf)>. Acesso em: 26/06/13

DANTAS, G. de A., 2013, Alternativas de Investimento do Setor Sucroenergético Brasileiro para Aproveitamento de Bagaço e de Palha . Tese de D.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

DESCOINS, C., MATHLOUTHI, M., MOUAL, M.L. et al., 2006, “Carbonation monitoring of beverage in a laboratory scale unit with on-line measurement of dissolved CO<sub>2</sub>”, *Food Chemistry*, v. 95, n.4 (April), pp.541–553.

EDENHOFER, O., PICHES-MADRUGA, R., SOKONA, Y., et al., 2011, *IPCC Special Report on Renewable Energy Sources and Climate Change Mitigation*. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA.

EMBRAPA, 2013, *Brasil em Relevo*. Disponível em: <<http://www.relevobr.cnpm.embrapa.br/conteudo/infotec.htm>>. Acesso em: 15/09/2013.

EPE, 2013, *INFORME À IMPRENSA 2º Leilão de Energia A-5/2013*, Disponível em: <[http://www.epe.gov.br/imprensa/PressReleases/20131213\\_1.pdf](http://www.epe.gov.br/imprensa/PressReleases/20131213_1.pdf)>. Acesso em: 02/01/14.

EPE, 2014, *Demanda de Energia 2050*, Brasília: EPE. Disponível em: <<http://www.epe.gov.br/Estudos/Documents/DEA%201314%20Demand%20de%20Energia%202050.pdf>> Acesso em: 22/08/2014.

ESPÍRITO SANTO EM AÇÃO, 2012, *Empresa investe R\$ 6 milhões numa fábrica de gás carbônico*. Disponível em: <[http://www.espiritosanto.org.br/index.php?id=/sala\\_de\\_imprensa/noticias/materia.php&cd\\_matia=1946](http://www.espiritosanto.org.br/index.php?id=/sala_de_imprensa/noticias/materia.php&cd_matia=1946)>. Acesso em: 20/09/2012.

FLOROS, J.D. & MATSOS, K.I., 2005, Introduction to Modified Atmosphere Packaging. In *Innovations in Food Packaging*. Disponível em: <[http://books.google.com.br/books?id=MbVtx091tCUC&pg=PA103&dq=HAN,+J.+H.+Innovations+in+food+packaging.+2005&hl=pt-BR&ei=wM\\_mTJKHsWblgfDn7iFDA](http://books.google.com.br/books?id=MbVtx091tCUC&pg=PA103&dq=HAN,+J.+H.+Innovations+in+food+packaging.+2005&hl=pt-BR&ei=wM_mTJKHsWblgfDn7iFDA)>. Acesso: 08/01/13

FOSFERTIL, 2011, Relatório Anual 2009-2010, Disponível em: <<http://www.fosfertil.com.br/www/afosfertil/onde.asp>>. Acesso em: 07/05/2011.

FURLAN, 2014, *Departamento de Produção de Etanol*. Disponível em: <<http://www.usinafurlan.com.br/dptoetanol.htm#>>. Acesso em 01/11/2014.

GAMBETTA, F. & SILVA, E.P. da, 2008, Produção de hidrogênio eletrolítico nos horários fora de ponta e sua utilização como vetor energético nos horários de ponta através do uso de células a combustível, Campinas, SP, Brasil. Disponível

em:<<http://www.ifi.unicamp.br/ceneh/WICaC2008/PDF/24-FrancielleGambetta.pdf>>

Acesso em: 05/09/2013.

GUNNING, P.J., HILLS, C.D. & CAREY, P.J., 2009, "Production of lightweight aggregate from industrial waste and carbon dioxide", *Waste Management*, v.29, pp.2722–2728.

GUNNING, P.J., HILLS, C.D. & CAREY, P.J., 2010, "Accelerated carbonation treatment of industrial wastes", *Waste Management*, v.30, pp.1081–1090.

HAFNER, A., NORDTVERDT, T.S. & RUMPF, I., 2011, "Energy Saving Potential in Freezing Applications by Applying cold thermal energy storage with solid carbon dioxide". *Procedia Food Science*, v.1, pp.448–454.

HAMELINCK, C. N., FAAIJ, A. P. C., & den UIL, H. et al., 2004, "Production of FT transportation fuels from biomass; technical options, process analysis and optimisation, and development potential", *Energy*, v.29, pp. 1743–1771.

HAMMOND, G.P. & SPARGO, J., 2014, "The prospects for coal-fired power plants with carbon capture and storage: A UK perspective", *Energy Conversion and Management*, v. 86, (Oct), pp.476–489.

HASANBEIGI, A., PRICE, L., LIN, E., 2012, "Emerging Energy-efficiency and CO<sub>2</sub> Emission-reduction Technologies for Cement and Concrete Production." *eScholarship*. Disponível em:<<http://escholarship.org/uc/item/9td3v9sk>> Acesso: 29/09/2014.

HASSUANI, S.J., LEAL, M.R.L.V. & MACEDO, I. de C., 2005, *Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash*, PNUD-CTC, Piracicaba, SP, Brasil.

HENDRIKS, C. & GRAUS, W., 2004, *Global carbon dioxide storage potential and costs*, Utrecht, The Netherlands: Ecofys, Disponível em: <[http://www.ecofys.com/files/files/ecofys\\_2004\\_globalcarbon dioxidestorage.pdf](http://www.ecofys.com/files/files/ecofys_2004_globalcarbon dioxidestorage.pdf)> Acesso em: 22/08/2014.

HENRIQUES JUNIOR, M.F., 2010, *Potencial de redução de emissão de gases de efeito estufa pelo uso de energia no setor industrial brasileiro*. Tese de D.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

HOFFMANN, B.S., SZKLO, A.S. & SCHAEFFER, R., 2012, "An evaluation of the techno-economic potential of co-firing coal with woody biomass in thermal power plants in the south of Brazil", *Biomass and Bioenergy*, v.45, pp. 295-302.

HORSCHUTZ, P. M. C., FREITAS, L. C. S. DE, STANK, C.V., 1992, "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, Disponível em: <<http://archives.datapages.com/data/specpubs/fieldst2/data/a014/a014/0001/0100/0137.htm>>. Acesso em: 12/11/2013.

IBGE, 2013, *Downloads- Geociências*. Disponível em: <[http://downloads.ibge.gov.br/downloads\\_geociencias.htm](http://downloads.ibge.gov.br/downloads_geociencias.htm)> Acesso em: 05/09/2013.

IEA, 2006, Hydrogen production and storage- R&D Priorities and Gaps. IEA, Paris, France. Disponível em: <<http://www.iea.org/publications/freepublications/publication/hydrogen.pdf>> Acesso em: 15/09/2013.

IEA, 2011, *Technology Roadmap Carbon Capture and Storage in Industrial Applications*, OECD.

IEA, 2013, *Renewable Energy Outlook - World Energy Outlook*, OECD/IEA. Disponível em: <<http://www.worldenergyoutlook.org/publications/weo-2013/>> Acesso em: 22/08/2014.

IEA, 2013b, *Technology Roadmap - Carbon Capture and Storage*, International Energy Agency, Paris, France.

IEA, 2014, *ETP 2014 data visualization*. Disponível em: <<http://www.iea.org/etp/explore/>>. Acesso em: 15/08/2014

IEAGHG, 2011, *Potential for Biomass and Carbon and Capture Storage*, IEAGHG, Cheltenham, UK.

IEAGHG, 2013, RD&D Database, *IEA Greenhouse Gas R&D Programme*. Disponível em: <<http://www.ieaghg.org/ccs-resources/rd-database>>. Acesso em: 14/04/2013.

IPCC, 2006, *IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories: Volume 2- Introduction*, IGES, Japan, Disponível em: <[http://www.ipcc-ccip.iges.or.jp/public/2006gl/pdf/2\\_Volume2/V2\\_0\\_Cover.pdf](http://www.ipcc-ccip.iges.or.jp/public/2006gl/pdf/2_Volume2/V2_0_Cover.pdf)>. Acesso em: 28/08/2014.

IPCC, 2014, *Summary for Policymakers*, In: Climate Change 2014, Mitigation of Climate Change. Contribution of Working Group III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA.

JO, H.Y., KIM, J.H., LEE, Y.J. et al., 2012, “Evaluation of factors affecting mineral carbonation of CO<sub>2</sub> using fly ash in aqueous solutions under ambient conditions”, *Chemical Engineering Journal*, v.183, pp.77–87.

KHESHGI, H.S. & PRINCE, R.C., 2005, “Sequestration of fermentation CO<sub>2</sub> from ethanol production” *Energy*, v. 30, n.10 (Jul), pp.1865–1871.

KNOOPE, M.M.J., RAMÍREZ, A., FAAIJ, A.P.C., 2013, “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, pp.241–270.

LAUDE, A., RICCI, O., BUREAU, G. et al., 2011, “CO<sub>2</sub> capture and storage from a bioethanol plant: Carbon and energy footprint and economic assessment”, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v.5, pp.1220–1231.

LEVENSPIEL, O., 2002, Termodinâmica amistosa para engenheiros (tradução José Luís Magnani, Wilson Miguel Salvaguinini). 1 ed. São Paulo, Edgard Blucher.

LIMA, P.C.R., 2007, *Fábrica de Fertilizantes Nitrogenados e Produção de Etanol no Norte Fluminense*, Câmara dos deputados, Brasília, DF. Disponível em: <[http://www2.camara.leg.br/documentos-e-pesquisa/publicacoes/estnottec/tema16/H-Coord\\_Legislativa-Setex-Internet-2007\\_2286.pdf](http://www2.camara.leg.br/documentos-e-pesquisa/publicacoes/estnottec/tema16/H-Coord_Legislativa-Setex-Internet-2007_2286.pdf)> Acesso em: 01/11/2014.

LOPES, M.F.B.V., 1994, *Caracterização Geológica da Província Petrolífera de Campos*. Tese de M.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

MACEDO, I.C., SEABRA, J.E.A. & SILVA, J.E.A.R., 2008, “Greenhousegases 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 (Jul), pp. 582–595.

MACIEL, G. da S., 2008, *Estudo de implantação de um sistema dutoviário para exportação de etanol produzido em Campos dos Goytacazes*. Monografia de Engenharia de Produção, Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, Campos dos Goytacazes, RJ.

MAPA, 2013, Anuário estatístico de agroenergia 2012. 4 ed. Brasília, MAPA. 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: 03/12/2013.

MARKEWITZ, P. KUCKSHINRICH, W. LEITNER, W. et al., 2012, “Worldwide innovations in the development of carbon capture technologies and the utilization of CO<sub>2</sub>,” *Energy Environ. Sci.*, v.5, n.6 (May), pp. 7281–7305.

MATEUS, L.A.N., 2010, *Análise dos aspectos ambientais e energéticos do setor sucroalcooleiro do estado de Minas Gerais*. Tese de M.Sc., UFOP, Ouro Preto, MG, Brasil.

MCT, 2010, *EMISSÕES DE GASES DE EFEITO ESTUFA NOS PROCESSOS INDUSTRIAS - PRODUTOS MINERAIS- Produção de Cal Outros Usos do Calcário e Dolomita Produção e Uso de Barrilha*, Brasilia, DF, Brasil.

MCT, 2010b, Segunda Comunicação Nacional do Brasil à Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima, Ministério da Ciência e Tecnologia, Brasília, Disponível em: <[http://www.mct.gov.br/upd\\_blob/0215/215070.pdf](http://www.mct.gov.br/upd_blob/0215/215070.pdf)> Acesso em: 27/10/2014.

MDIC, 2014, *AliceWeb* 2. Disponível em: <<http://aliceweb.mdic.gov.br/>> Acesso em: 19/02/2014.

MDIC, 2014b, *Camex reduz alíquota do Imposto de Importação de metanol*. Disponível em: <<http://www.desenvolvimento.gov.br/sitio/interna/noticia.php?area=1&noticia=12718>>. Acesso em: [24/02/2014](#).

MDIC, 2014c, *Tarifa Externa Comum - TEC*. Disponível em: <<http://www.mdic.gov.br/sitio/interna/interna.php?area=5&menu=3361>>. Acesso em: [27/02/2014](#).

MEERMAN, J. C., RAMÍREZ, A., TURKENBURG, W. C. et al., 2011, “Performance of simulated flexible integrated gasification polygeneration facilities. Part A: A technical-energetic assessment”. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v.15, n.6, pp. 2563–2587.

MEERMAN, J.C., RAMÍREZ, A., TURKENBURG, W.C. et al., 2012, “Performance of simulated flexible integrated gasification polygeneration facilities, Part B: Economic evaluation”, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v.16, pp.6083–6102.

MELAINA, M. & PENEV, M., 2013, Hydrogen Station Cost Estimates: Comparing Hydrogen Station Cost Calculator Results with other Recent Estimates, NREL/TP-5400-56412, NREL, Springfield, VA, USA.

MGSC, 2013, *Deep saline storage Illinois Basin - Decatur Project*. Disponível em: <<http://sequestration.org/mgscprojects/deepsalinestorage.html>>. Acesso em: 14/04/2013.

MIDDLETON, R.S., KUBY, M.J., BIELICKI, J.M., 2012, “Generating candidate networks for optimization: The CO<sub>2</sub> capture and storage optimization problem”, *Computers, Environment and Urban Systems*, v.36, n.1 (Jan), pp.18–29.

MILANI, E.J. & ARAÚJO, L.M., 2003, Recursos Minerais energéticos: petróleo. In: Buzzi, L.A., Schobbenhaus, C., Vidotti, R.M., Gonçalves, J.H. (eds.), *Geologia, tectônica e recursos minerais do Brasil: textos, mapas e SIG*, CPRM, Brasília, Brasil, Disponível em: <[http://www.cprm.gov.br/publique/media/Geodiversidade\\_MA.pdf](http://www.cprm.gov.br/publique/media/Geodiversidade_MA.pdf)>. Acesso em: 12/11/2013.

MILMO, S., 2010, “Capturing value from CO<sub>2</sub>”, *Chemistry & Industry Magazine*, n.10 (May). Disponível em: <<http://www.soci.org/Chemistry-and-Industry/CnI-Data/2010/10/Capturing-value-from-CO2>>. Acesso em: 20/07/14.

MMA, 2013, *Download de dados geográficos*. Disponível em: <<http://mapas.mma.gov.br/i3geo/datadownload.htm>>. Acesso em: 10/09/2013.

MMA, 2013b, *Unidades de Conservação- Usos permitidos*. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/areas-protégidas/unidades-de-conservacao/usos-permitidos>>. Acesso em: 13/09/2013.

MMA, 2014, Hidrogênio. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/clima/energia/energias-renovaveis/hidrogenio>>. Acesso em: 12/01/2014.

MME, 2013, *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\\_FRENTExeVERSO\\_INVERSxO\\_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_FRENTExeVERSO_INVERSxO_BORDA_CURTA.pdf)>. Acesso em: 11/11/2013.

MORAIS, J. M. de, 2013, *PETRÓLEO EM ÁGUAS PROFUNDAS: Uma história tecnológica da PETROBRAS na exploração e produção offshore*. Brasília, Ipea: Petrobras, 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: 04/08/2014.

NOVACANA, 2014, *Logística: Infraestrutura e transporte para exportação de etanol*. Disponível em: <<http://www.novacana.com/etanol/logistica-infraestrutura-transporte/>>. Acesso em: 24/02/2014.

OLAH, G.A., GOEPPERT, A. & PRAKASH, G.K.S., 2009, “Chemical Recycling of Carbon Dioxide to Methanol and Dimethyl Ether: From Greenhouse Gas to Renewable, Environmentally Carbon Neutral Fuels and Synthetic Hydrocarbons”, *J. Org. Chem.*, v.74, n.2 (Jan), pp.487–498.

OLIVEIRA, G.A.R.N., 2012, *Critérios de Projeto para Moinhos de Cimento Portland*. Projeto de Final de Curso, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

PARSONS BRINCKERHOFF, 2011, *Accelerating the Uptake of CCS: Industrial Use of Captured Carbon Dioxide*, Disponível em: <<http://www.globalccsinstitute.com/publications/accelerating-uptake-ccs-industrial-use-captured-carbon-dioxide>>. Acesso em: 15/08/2014.

PAWAR, R. & BROMHAL, G.S., 2014, *Geologic Sequestration*, NETL, Disponível em: <[http://www.lanl.gov/orgs/spo/appliedenergy/docs/geologic\\_sequestration.pdf](http://www.lanl.gov/orgs/spo/appliedenergy/docs/geologic_sequestration.pdf)>. Acesso em: 28/03/2014.

PEDESENVOLVIMENTO, 2014, *Novos investimentos da Carbo Gás*. Disponível em:<<http://pedesenvolvimento.com/2010/09/26/novos-investimentos-da-carbo-gas>> Acesso em: 29/09/2014.

PERIS, E.N., CORBERAN, J.M., FALCO, L., et al., 2013, “New non-dimensional performance parameters for the characterization of refrigeration compressor”, *International Journal of Refrigeration*, v.36, n.7, pp.1951–1964.

PETROBRAS, 2009, Relatório de Sustentabilidade- 2009. Disponível em: <<http://www.investidorpetrobras.com.br/pt/governanca/relatorio-de-sustentabilidade/relatorio-de-sustentabilidade-2009.htm>>. Acesso em: 16/07/2014.

POGGIALI, F.S.J., 2010, *Desempenho de microconcretos fabricados com cimento portland com adições de cinza de bagaço de cana-de-açúcar*, Tese de M.Sc., UFMG, Belo Horizonte, MG, Brasil.

PORTAL TRIBUTARIO, 2014, *PLANEJAMENTO TRIBUTÁRIO: PAGUE MENOS, DENTRO DA LEI!* Disponível em: <<http://www.portaltributario.com.br/planejamento.htm>>. Acesso em: 14/03/2014.

RAVAGNANI, A.T.F. da S.G., 2007, *Modelagem Técnico-Econômica de Seqüestro de CO<sub>2</sub> considerando Injeção em Campos Maduros*. Tese de D.Sc., Unicamp, Campinas, SP, Brasil.

RECEITA FEDERAL, 2014, *Tributos*. Disponível em:  
<<http://www.receita.fazenda.gov.br/>> Acesso em: 14/03/2014.

REVISTATAE, 2012, *White Martins investe em aplicações para reciclagem de CO<sub>2</sub>*. Disponível em:  
<<http://www.revistatae.com.br/noticiaInt.asp?id=3386&genero=9>> Acesso em:  
21/08/2012.

ROCHEDO, P.R.R., 2011, Análise econômica sob incerteza da captura de carbono em termoelétricas a carvão: retrofitting e capture-ready. Tese de M.Sc, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

RODDY, D.J., 2012, “Development of a CO<sub>2</sub> network for industrial emissions”, *Applied Energy*, v.91, n.1, pp.459–465.

RUBIN, 2008, “Carbon Dioxide Sequestration”, *Elements*, v.4, n.5 (Oct), pp.311–317.

SAMANEZ, C.P., 2007. *Matemática financeira: aplicações à análise de investimentos*. 4 ed. São Paulo, Pearson Prentice Hall.

SCHORCHT, F., KOURTI, I. & SCALET, B.M., et al., 2013, *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Cement, Lime and Magnesium Oxide*, EIPPCB, Seville, Spain, Disponível em:  
<[http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/CLM\\_Published\\_def.pdf](http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/CLM_Published_def.pdf)> Acesso:  
14/07/2014.

SEBRAE, 2014, *Planejamento para acessar os mercados internacionais*. Disponível em: <<http://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/Planejamento-para-acessar-os-mercados-internacionais>>. Acesso em: 04/03/2014.

SHREVE, R.N., BRINK Jr., J.A., 2008. *Indústrias de Processos Químicos*. 4. ed., Rio de Janeiro: Guanabara Koogan.

SNIC, 2012, *Sindicato Nacional da Indústria do Cimento 2012*, Disponível em:  
<[http://www.snic.org.br/pdf/relatorio\\_anual\\_2012-13\\_web.pdf](http://www.snic.org.br/pdf/relatorio_anual_2012-13_web.pdf)> Acesso: 13/07/2014.

SOLTANIEH, M., AZAR, K. M., & SABER, M., 2012, “Development of a zero emission integrated system for co-production of electricity and methanol through renewable hydrogen and CO<sub>2</sub> capture”, v. 7, pp. 145–152.

SOUZA, L.M.P. & FILHO, E.P.B., 2011, “CO<sub>2</sub>- PROPRIEDADES E APLICAÇÕES” In *21º POSMEC – Simpósio do Programa de Pós-graduação*. Disponível em: <<http://www.posgrad.mecanica>>. Acesso em: 04/09/2014.

SRIDHAR, N. & HILL, D., 2011, *Carbon Dioxide Utilization Electrochemical Conversion of CO<sub>2</sub> – Opportunities and Challenges*, DNV, Disponível em: <[http://www.dnv.com/binaries/dnv-position\\_paper\\_co2\\_utilization\\_tcm4445820.pdf](http://www.dnv.com/binaries/dnv-position_paper_co2_utilization_tcm4445820.pdf)>. Acesso em: 23/05/2013.

SUNDQUIST, E., BURRUSS, R. & FAULKNER, S., et al., 2008, *Carbon Sequestration to Mitigate Climate Change*, USGS, Disponível em: <<http://pubs.usgs.gov/fs/2008/3097/pdf/CarbonFS.pdf>>. Acesso em: 28/03/2014.

TIAN, S. & JIANG, J., 2012, “Sequestration of Flue Gas CO<sub>2</sub> by Direct Gas–Solid Carbonation of Air Pollution Control System Residues”, *Environmental Science and Technology*, v. 46, n. 24, pp.13545–13551.

TOMA, H.E., 2013. *Energia, Estados e Transformações Químicas*. 1. ed., São Paulo: Blucher.

UNDP, 2010, *Request for project preparation grant*. Disponível em: <<http://www.undp.org/content/dam/undp/documents/projects/BRA/00060475/BRA10G41%20-%20PIMS%204322%20-%20Brazil%20RCCS%20-%20Signed%20IP-PPG.pdf>> Acesso em: 14/04/2013.

UNICA, 2013, Ranking de produção de cana, açúcar e álcool. Disponível em: <[english.unica.com.br/userFiles/.../ranking%203.xls](http://english.unica.com.br/userFiles/.../ranking%203.xls)>. Acesso em: 16-12-2013.

UNICA, 2014, Histórico de produção e moagem. Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=31&tipoHistorico=2>>. Acesso em: 20/03/2014.

UNIDO, 2010, *Carbon Capture and Storage in Industrial Applications: Technology Synthesis Report Working Paper - November 2010*, Unido, Vienna, Austria.

VAN DEN BROEK, M., BREDERODE, E., RAMÍREZ, A., et al., 2010, “Designing a cost-effective CO<sub>2</sub> storage infrastructure using a GIS based linear optimization energy model”, *Environmental Modelling & Software*, v.25, n.12, pp. 1754–1768.

VAN DEN BROEK, M., MESQUITA, P., CARNEIRO, J. et al., 2013, “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, pp.3137–3146.

VAN DEN BROEK, M., RAMÍREZ, A., GROENENBERG, H., et al., 2010b, “Feasibility of storing CO<sub>2</sub> in the Utsira formation as part of a long term Dutch CCS strategy”. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v.4, pp. 351-366.

VAN-DAL, É.S. & BOUALLOU, C., 2013, “Design and simulation of a methanol production plant from CO<sub>2</sub> hydrogenation”. *Journal of Cleaner Production*, v. 57, pp.38–45.

WILLIAMS, R.H., 2013, “Carbon Mitigation and Economics for Energy Conversion When CO<sub>2</sub> is Stored via Enhanced Oil Recovery”, *Energy Procedia*, v.37, pp.6867 – 6876.

WYLEN, V. & JOHN, G., 1995, Fundamentos da termodinâmica clássica (tradução Euryale de Jesus Zerbini, Ricardo Santilli Ekman Simões). 4 ed. São Paulo, Edgard Blucher.

XU, Y., ISOM, L. & HANNA, M.A., 2010, “Adding value to carbon dioxide from ethanol fermentations”, *Bioresource Technology*, v.10, n.10, pp.3311–3319.

ZHENG, Y. & KAISER, H.M., 2008, “Advertising and U.S. Nonalcoholic Beverage Demand”. *Agricultural and Resource Economics Review*, v.37, n.2, pp.147–159.

# Anexo 1 – Construção do mapa do custo de passagem dos carbodutos pelas células

O fator  $F_c$  vale 3,0 nas células associadas às áreas offshore. Na região onshore, ele assume valor igual a 1,0 nas células que não são cortadas por gasodutos e 0,9 nas células que são cruzadas por um gasoduto<sup>131</sup> (VAN DEN BROEK et al., 2013).

O valor do fator  $F_s$  varia com a inclinação do terreno. VAN DEN BROEK et al. (2013) apresentam os valores das inclinações do terreno como o valor da tangente do ângulo formado entre a superfície do terreno e a horizontal. O mapa que apresenta os valores de  $F_s$  nas células é gerado a partir de operações realizadas no ArcMap 10.0 sobre mapas altimétricos disponibilizados por EMBRAPA (2013)<sup>132</sup>. Às células do mapa com inclinações menores que 0,1 associa-se o valor 1,0; àquelas entre 0,1 e menores que 0,2 associa-se valor 1,1; às que se situam entre 0,2 e são menores que 0,3 atribui-se o valor 1,2; às que incluem do valor 0,3 até o valor 0,7 atribui-se valor 3,0 (VAN DEN BROEK et al., 2013). Salienta-se que na tabela 3-2 os valores de inclinação sofreram transformação de unidade, sendo apresentados em graus.

O fator  $Fl_u$  é o resultado da análise de vários parâmetros associados ao uso da terra e que influenciam o custo de capital<sup>133</sup> de um carboduto: células que representam regiões que contêm unidades de conservação ou rios ou áreas urbanas tem o custo associado à instalação de um carboduto aumentado.

---

<sup>131</sup>Apesar de VAN DEN BROEK et al. (2013) sugerirem valores diferentes de  $F_c$  nas células que representam regiões offshore com ou sem a passagem de gasodutos, nesta tese não é feita esta distinção, dado não haver disponibilidade de mapas com traçados de gasodutos offshore.

<sup>132</sup>Segundo o professor da UERJ, José Augusto Sapienza Ramos, o melhor sistema de projeção para este estudo é South\_America\_Albers\_Equal\_Area\_Conic (COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2013). Este foi, portanto, o sistema de projeção adotado.

<sup>133</sup>Custo de instalação principalmente.

Para calcular o valor do fator *Flu* para cada célula do mapa, foram processados os seguintes mapas:

- Mapa do parâmetro associado à passagem por unidade de conservação (UC) ou terra indígena. MMA (2013) disponibiliza mapas com as delimitações de unidades de conservação e terras indígenas. Com o uso de procedimentos de álgebra de mapas geram-se mapas, associando um valor às células que representam estes tipos de uso da terra diferente do associado às células que não representam UCs ou terras indígenas. Às células que não contem UCs ou terras indígenas associa-se o valor 1,0. Como há vários tipos de unidades de conservação e regras diferentes de como é possível usar a terra para cada uma delas (MMA, 2013b), optou-se por atribuir um custo muito elevado às células que contêm UCs ou terras indígenas, objetivando exclui-las das opções de passagem dos carbodutos.
- Mapa do parâmetro que distingue a área coberta pela célula como urbana ou rural, disponibilizado por IBGE (2013). Às células que representam áreas rurais é associado o valor 1,0, enquanto às que representam áreas urbanas é associado 1,8 (VAN DEN BROEK et al., 2013).
- Gera-se um novo mapa, através do produto dos valores das células equivalentes dos dois mapas anteriores. O novo mapa gerado atribui o valor “Nodata” para as células que representam UCs ou terras indígenas, 1,8 para área urbana e 1,0 para área rural<sup>134</sup>.
- É possível unir o mapa anterior ao mapa que representa os rios que cortam a área de estudo, disponibilizado por ANEEL (2013). Operações de álgebra de mapas realizadas sobre o mapa dos rios associa o valor 1,0 às células que não são cortadas por um rio e o valor 4,0 às células que têm um rio cortando suas áreas (VAN DEN BROEK et al., 2013). Na união deste mapa com o gerado da multiplicação do mapa das UCs com o das áreas urbanas/rurais, configura-se o *software* para que ele

---

<sup>134</sup> No mapa que delimita as UCs e as terras indígenas, associou-se o valor “Nodata” às células que representam UCs ou terras indígenas e valor 1,0 à todo o restante. Como qualquer operação de álgebra de mapas realizado com o valor “Nodata” retorna “Nodata” como resposta, quando os valores das células do mapa das UCs ou terras indígenas são multiplicados pelos das células do mapa de áreas urbanas/rurais, se a célula representar uma UC, o valor resultante deste produto será “Nodata”. Dificuldades de processamento nas operações posteriores obrigaram a substituição do valor “Nodata” pelo valor máximo que pode ser atribuído a uma célula (255).

armazene em cada célula o maior valor. Por exemplo, uma célula à qual está atribuído o valor 4,0 no mapa dos rios e valor 1,8 no outro mapa, conservará o valor 4,0.

Na equação 3.4 “N” representa o número de rodovias e/ou ferrovias que atravessa uma célula. Assume-se que cada rodovia ou ferrovia ocupe 10% da área da célula (VAN DEN BROEK et al., 2013). Ou seja, os outros 90% da área estariam disponíveis para o uso tradicional daquela área (UC, terra indígena, área urbana ou área rural).

Os mapas das rodovias e ferrovias do país são disponibilizados por MMA (2013). Atribuindo o valor 3,0 as células cruzadas por rodovias e/ou ferrovias e o valor 1,0 às células que não são cortadas por uma rodovia ou ferrovia, gera-se o mapa que representa o fator *Fci*.

## Anexo 2- Economia de escala no custo de investimento dos carbodutos

A seguir, realiza-se o desenvolvimento das equações do diâmetro e do custo de investimento para mostrar a existência da economia de escala mencionada no título deste anexo<sup>135</sup>. Suponha que o transporte de CO<sub>2</sub> de duas usinas muito próximas (1 e 2) possa ser realizado por dois carbodutos (de índices 1 e 2), ou por um único carboduto (de índice 12).

Chamando

$$k = B_c * \sum Fc * Fs * [Flu * (1 - 0,1N) + 0,1N * Fci] * L \text{ (Eq. A2.1)}$$

Pode-se escrever o custo de investimento de cada carboduto como:

$$I_1 = k_1 * D_1 \text{ (Eq. A2.2)}$$

$$I_2 = k_2 * D_2 \text{ (Eq. A2.3)}$$

$$I_{12} = k_{12} * D_{12} \text{ (Eq. A2.4)}$$

Supondo que os carbodutos representados pelos índices 1 e 2 passariam pelo mesmo caminho do carboduto transportando a vazão das duas usinas (carboduto de índice 12), temos que:  $k_1 = k_2 = k_{12} = k$  .

Então, se a vazão de cada usina for transportada por um carboduto diferente, o custo de investimento será:

$$I_1 + I_2 = k * (D_1 + D_2) \text{ (Eq. A2.5)}$$

Já se a vazão de ambas as usinas for transportada por um único carboduto, o custo de investimento será:

---

<sup>135</sup>Tais economias também são mencionadas no trabalho de KNOOPE et al. (2013).

$$I_{12} = k * D_{12} \text{ (Eq. A2.5)}$$

Então, para mostrar que há economia de escala no investimento em carbodutos, basta provar que:

$$\frac{D_1 + D_2}{D_{12}} > 1 \text{ (Eq. A2.6)}$$

Chamando as vazões mássicas de cada usina de  $m_1$  e  $m_2$ , o diâmetro de cada carboduto pode ser escrito como:

$$D_1 = \left( \frac{32 * f * m_1^2 * L}{\pi^2 * \rho * \Delta P} \right)^{\frac{1}{5}} \text{ (Eq. A2.7)}$$

$$D_2 = \left( \frac{32 * f * m_2^2 * L}{\pi^2 * \rho * \Delta P} \right)^{\frac{1}{5}} \text{ (Eq. A2.8)}$$

$$D_{12} = \left( \frac{32 * f * m_1^2 * L + 32 * f * m_2^2 * L + 64 * f * m_1 * m_2 * L}{\pi^2 * \rho * \Delta P} \right)^{\frac{1}{5}} \text{ (Eq. A2.9)}$$

Fazendo:

$$A = \frac{32 * f * L}{\pi^2 * \rho * \Delta P} \text{ (Eq. A2.10)}$$

Pode-se reescrever as equações dos diâmetros como:

$$D_1 = A^{1/5} * m_1^{2/5} \text{ (Eq. A2.11)}$$

$$D_2 = A^{1/5} * m_2^{2/5} \text{ (Eq. A2.12)}$$

$$D_{12} = A^{1/5} * (m_1^2 + m_2^2 + 2 * m_1 * m_2)^{1/5} \text{ (Eq. A2.13)}$$

Assim, a inequação que precisa ser provada fica:

$$\frac{m_1^{2/5} + m_2^{2/5}}{(m_1^2 + m_2^2 + 2 * m_1 * m_2)^{1/5}} > 1 \text{ (Eq. A2.14)}$$

# Anexo 3- Estimativas da produção de etanol por destilaria na safra 2010/2011

**Tabela A3-1: Produção de etanol na safra 2010/2011**

Ordem	Razão Social ou Nome	Pathcost	Localização	Produção estimada de etanol na safra 2010/2011 (m <sup>3</sup> )	Página na internet
1	Cooperativa Agroindustrial do Estado do RJ Ltda	182746,422	Campos dos Goytacazes-RJ	26678	-
2	Companhia Açucareira Paraíso	190418,219	Campos dos Goytacazes-RJ	16091	-
3	Companhia Açucareira Usina Cupim	192700,234	Campos dos Goytacazes-RJ	4277 <sup>1</sup>	-
4	Companhia Açucareira Usina Barcelos	193710,016	São João da Barra-RJ	22589 <sup>2</sup>	-
5	Companhia Brasileira de Açúcar e Álcool	197564,75	Campos dos Goytacazes-RJ	11548 <sup>1</sup>	-

6	Usina Sapucaia S/A	232476,656	Campos dos Goytacazes-RJ	82117 <sup>1</sup>	<a href="http://www.usinasapucaia.com.br">www.usinasapucaia.com.br</a>
7	Usina Paineiras S/A	234847,969	Itapemirim-ES	39378 <sup>4</sup>	<a href="http://www.usinapaineiras.com.br">www.usinapaineiras.com.br<sup>3</sup></a>
8	Upic Usina Pureza Indústria & Comércio S/A	242334,359	São Fidélis-RJ	4337 <sup>2</sup>	-
9	Agrisa Agroindustrial São João S/A	256506,953	Cabo Frio-RJ	10756	<a href="http://www.agrisa.com.br">www.agrisa.com.br</a>
10	Lasa Linhares Agroindústria S/A	410054,5	Linhares-ES	33028	<a href="http://www.grupojb.com.br">www.grupojb.com.br</a>
11	Companhia Agrícola Pontenovense	455421,688	São Pedro dos Ferros-MG	16910	<a href="http://www.jatiboca.com.br">www.jatiboca.com.br</a>
12	Companhia Agrícola Pontenovense	456720,625	Urucânia-MG	17853	<a href="http://www.jatiboca.com.br">www.jatiboca.com.br</a>
13	NOME - Junivan	459178,031	Senhora de Oliveira- MG	303 <sup>5</sup>	-
14	Albesa Alcooleira Boa Esperança S/A	496740,219	Boa Esperança-ES	8000	-
15	Disa Destilaria Itaunas S/A	509240,5	Conceição da Barra-ES	44923	<a href="http://www.infinitybio.com.br">www.infinitybio.com.br</a>

16	Cia De Álcool Conceição Da Barra	512787,438	Conceição da Barra- ES	57266	<a href="http://www.usinaalcon.com.br">www.usinaalcon.com.br</a>
17	Alcana Destilaria De Álcool De Nanuque S/A	577379,25	Nanuque- MG	36858	<a href="http://www.infinitybio.com.br">www.infinitybio.com.br</a>
18	Dasa Destilaria De Álcool Serra Dos Aimorés S/A	578136,125	Serra dos Aimorés- MG	76892	-
19	Destilaria Alpha Ltda	618002,125	Claudio- MG	4244 <sup>5</sup>	-
20	Ldc Bioenergia S/A.	716986,875	Lagoa da Prata- MG	80635	<a href="http://www.ldcsev.com">www.ldcsev.com</a>
21	NOME - Cazanga	722705,563	Iguatama- MG	não disponível	Em montagem- não disponível
22	Agro Industrial De Pompeu S/A	736005,75	Pompeu- MG	78967	<a href="http://www.agropeu.com.br">www.agropeu.com.br</a>
23	Destilaria Senhora da Gloria Ltda	740839,063	Santo Hipólito- MG	1219 <sup>5</sup>	-
24	Usina Monte Alegre Ltda	744072,125	Monte Belo- MG	34915 <sup>5</sup>	-
25	Usina Itaiquara De Açúcar E	786647,938	Passos- MG	47378 <sup>5</sup>	<a href="http://www.itaiquara.com.br">www.itaiquara.com.br</a>

	Álcool S/A				
26	NOME - Rio Grande	788273,313	Passos- MG	Não disponível	-
27	NOME - Itaiquara	792360,188	Itaiquara / Tapiratiba- SP	Não disponível	<a href="http://www.itaiquara.com.br/index.php">http://www.itaiquara.com.br/index.php</a>
28	Alvorada Do Bebedouro S/A - Açúcar & Álcool	793477,063	Guaranésia- MG	54133	-
29	Virgolino De Oliveira S/A Açúcar & Álcool	807585,313	Itapira- SP	65828 <sup>7</sup>	<a href="http://www.gvo.com.br">www.gvo.com.br</a> . Informa apenas a capacidade
30	Usina Ipiranga De Açúcar E Álcool Ltda	812178,813	Mococa- SP	65151	-
31	Abengoa Bioenergia Agroindústria Ltda.	822322,875	São João da Boa Vista- SP	64170 <sup>8</sup>	<a href="http://www.abengoa.bioenergy.com">www.abengoa.bioenergy.com</a>
32	Planalto Agroindustrial Ltda	835375,063	Ibiá- MG	53451	<a href="http://www.planaltoagroindustrial.com.br">www.planaltoagroindustrial.com.br</a>
33	NOME- Dulcini	838397,938	Santo Antonio de Posse- SP	0	<a href="http://www.dulcini.com.br/produtos.asp--&gt;">http://www.dulcini.com.br/produtos.asp--&gt;</a> só produz açúcar

34	Camillo Ferrari S/A Indústria E Comercio	844448,75	Tambaú-SP	16022	
35	NOME- Bellão Schiavon	845755,75	Santa Cruz das Palmeiras- SP	Não disponível	Sem site ( <a href="http://sucroalcolonline.com.br/pagina_index.asp?iditem=202">http://sucroalcolonline.com.br/pagina_index.asp?iditem=202</a> )
36	Ldc Bioenergia S/A.	845967,25	Leme- SP	58319	<a href="http://www.ldcsev.com">www.ldcsev.com</a>
37	NOME - Schiavon	848537,313	Santa Cruz das Palmeiras- SP	Não disponível	Sem site ( <a href="http://sucroalcolonline.com.br/pagina_index.asp?iditem=202">http://sucroalcolonline.com.br/pagina_index.asp?iditem=202</a> )
38	NOME - Bacuri	849596,688	Santa Cruz das Palmeiras- SP	Não disponível	Sem site ( <a href="http://sucroalcolonline.com.br/pagina_index.asp?iditem=202">http://sucroalcolonline.com.br/pagina_index.asp?iditem=202</a> )
39	U.S.J. - Açúcar & Álcool S/A	862298,063	Araras- SP	99661	<a href="http://www.usj.com.br">www.usj.com.br</a>
40	Usina Santa Lucia S/A	863511,625	Araras- SP	42000	<a href="http://www.usinasantalucia.com.br">www.usinasantalucia.com.br</a>
41	Ferrari Agroindústria	864167,125	Pirassununga / Porto	104585	<a href="http://www.usinaferrari.com.br">www.usinaferrari.com.br</a>

	S/A		Ferreira- SP		
42	Abengoa Bioenergia Agroindústria Ltda.	870329,875	Pirassununga - SP	39830 <sup>8</sup>	www.abengoa bioenergy.com
43	Usina Nova União S/A - Açúcar & Álcool	870463,375	Serrana-SP	78729 <sup>7</sup>	www.novauni ao.ind.br
44	Destilaria João Paulo II Ltda	872893,313	São Simão- SP	Não disponível	-
45	Baldin Bioenergia S/A	874436,188	Pirassununga - SP	13925 <sup>7</sup>	EMAIL: secretaria@bal din- bioenergia.co m.br; Site: <a href="http://www.bal">http://www.bal</a> din- bioenergia.co m.br/index.ph p
46	NOME- Álcool Ferreira	874974,313	Cordeirópolis -SP	Não disponível	-
47	Central Energética Vale Do Sapucaí Ltda	875070	Patrocínio Paulista- SP	110739 <sup>7</sup>	<a href="http://www.cevasa.com.br">www.cevasa.c om.br</a>
48	NOME- Muller	880409,938	Porto Ferreira- SP	Não disponível	

	Destilaria				
49	Pedra Agroindustrial S/A	881048,375	Serrana-SP	174915	<a href="http://www.pedraagroindustrial.com.br">www.pedraagroindustrial.com.br</a>
50	São Pedro Bioenergia S/A	883532	Pirassununga - SP	Não disponível - segundo o site ao lado esta usina também pertence ao grupo Baldin	<a href="http://www.baldin-bioenergia.com.br/index.php">http://www.baldin-bioenergia.com.br/index.php</a>
51	NOME Senhora do Bonfim	884738,25	Varjão de Minas- MG	9416 <sup>6</sup>	-
52	Usina São Martinho S/A - Açúcar E Álcool	885209,188	Iracemápolis- SP	77867	<a href="http://www.saomartinho.ind.br">www.saomartinho.ind.br</a>
53	Usina Santa Rita S/A Açúcar E Álcool	885376,875	Santa Rita do Passa Quatro- SP	79293	<a href="http://www.usinasantarita.com.br">www.usinasantarita.com.br</a>
54	Central Energética Moreno Açúcar E Álcool Ltda	889831,563	Luis Antonio-SP	146411	<a href="http://www.usinamorenocom.br">www.usinamorenocom.br</a>

55	NOME Santo Antônio	892442	Piracicaba- SP	Não disponível	
56	Usina Açucareira Furlan S/A	892939,25	Santa Bárbara D'Oeste- SP	48000 <sup>9</sup>	<a href="http://www.usinafurlan.com.br">www.usinafurlan.com.br</a>
57	Wd Agroindustrial Ltda	892978,875	João Pinheiro- MG	31560	-
58	NOME - Cerba	896618,125	Piracicaba- SP	Aponta capacidade de 3000m <sup>3</sup> /mês	<a href="http://www.cerba.com.br/empresa.asp">http://www.cerba.com.br/empresa.asp</a>
59	Cosan S/A Indústria E Comercio - Filial Bom Retiro	898678,438	Capivari-SP	38305 <sup>7</sup>	<a href="http://www.cosan.com.br">www.cosan.com.br</a>

**Notas:**<sup>1</sup>Através da produção percentual desta usina em relação à soma da produção das usinas 1 e 2 na safra de 2000/2001 (MACIEL, 2008) e da soma produção das usinas 1 e 2 na safra de 2010/2011, disponível no CD denominado “Caneviewer” comercializado pela empresa GISMAPS, estimou-se a produção desta usina na safra 2010/2011. A usina de razão social Companhia Brasileira de Açúcar e Álcool também é conhecida como usina Santa Cruz.

<sup>2</sup>Através da produção percentual destas usinas em relação à soma da produção das usinas 2 e 9 na safra de 2000/2001 (LIMA, 2007) e da soma produção das usinas 2 e 9 na safra de 2010/2011, disponível no CD denominado “Caneviewer” comercializado pela empresa GISMAPS, estimaram-se as produções destas usinas na safra 2010/2011.

<sup>3</sup>“O site que você acessou está hospedado na KingHost, mas ainda encontra-se em construção. Por favor, tente novamente em breve”.

<sup>4</sup>Produção de etanol na safra de 2008/2009, segundo COSTA (2009).

<sup>5</sup>Produção de etanol na safra de 2008/2009, segundo MATEUS (2010).

<sup>6</sup>Há apenas dado sobre a capacidade de produção, já que, segundo MATEUS (2010), a usina está em fase de implantação. Estimativa de produção baseada na razão entre a produção e a capacidade de produção das usinas em operação no estado de Minas Gerais.

<sup>7</sup>Produção de 2005/2006 (UNICA, 2013). A usina de razão social Virgolino de Oliveira S/A Açúcar e Álcool também é conhecida como Usina Nossa Senhora Aparecida- Itapira. A usina de razão social Baldin Bioenergia S/A é identificada em (UNICA, 2013b) como “Irmão Baldini”. Esta usina é também conhecida como destilaria Taboão. A usina de razão social Cosan S/A Indústria E Comercio - Filial Bom Retiro foi identificada como Bom Retiro em (UNICA, 2013).

<sup>8</sup>Estimada multiplicando a produção total da empresa, que é gerada por diversas destilarias, pela proporção da capacidade desta usina (São João) em relação à capacidade de todas as usinas da empresa no país. Tal estimativa se refere ao ano de 2012 (ABENGOA, 2013).

<sup>9</sup>Safra de 2007/2008 (FURLAN, 2014).

# Anexo 4 – Projetos de captura de carbono no mundo

A tabela A4-1 apresenta os projetos de captura de CO<sub>2</sub> que se encontram em estágio comercial. Diferentemente da tabela 5-3 (capítulo 5), que inclui apenas projetos de captura cujo destino do CO<sub>2</sub> é um uso industrial, a tabela A4-1, também inclui aqueles projetos que têm como objetivo apenas a estocagem geológica. Por outro lado, enquanto a única fonte da tabela A4-1 são os projetos divulgados por IEAGHG (2013), a tabela 5-3 também inclui os projetos divulgados por MARKEWITZ et al. (2012).

**Tabela A4-1: Projetos de captura de CO<sub>2</sub> em estágio comercial no mundo**

Nome do Projeto/Empresa executora/ Início da operação da captura	País/Região	Fonte do CO <sub>2</sub>	Uso ou estocagem geológica do CO <sub>2</sub>	Volume anual (tCO <sub>2</sub> /ano)	Tipo/Custo da captura
Shady Power Plant/ AES Corporation/ 1991	EUA/ Oklahoma	320 MW <sub>e</sub> Cogeração a carvão	Processamento e resfriamento de alimentos e carbonatação de bebidas	73.000	MEA/US\$ 40-50/t CO <sub>2</sub>
Sleipner/Statoil/ 1996	Noruega	Campo de gás natural	Estocagem no aquífero salino Utsira	1.000.000	MDEA
Warrior Run Power Plant	EUA/ Maryland	180 MW <sub>e</sub> Cogeração a carvão	Processamento e resfriamento de alimentos e preenchimento de extintores	96% do CO <sub>2</sub> é capturado- cerca de 1.500.000 t/ano <sup>1</sup>	MEA
Bellingham Cogeneration Facility/Florida Power and Light	EUA/ Bellingham, Massachusetts	320 MW <sub>e</sub> Cogeração à gás	Processamento de alimentos	Recuperação entre 85% a 95% do CO <sub>2</sub> de 15% do	Fluor Econamine FG/US\$ 100/ tCO <sub>2</sub>

Company/ 1991				exausto- 116.800 – 127.750 t/ano	
Sumitomo Chemicals e Kokusai Carbon Dioxide/ 1994	Japão	Geração à gás e à carvão	Processamento de alimentos	54.750 – 60.225 t/ano	Fluor Econamine FG
Prosint Methanol Production Plant/ Prosint, AGA/ 1997	Rio de Janeiro	Caldeira a gás natural	Principal mercado- carbonatação de bebidas	32.850 t/ano	Fluor Econamine FG
IMC Global Inc. Soda Ash Plant/ IMC Global Inc/ 1978	EUA, Perto do lago Searles, Califórnia	Geração de eletricidade a carvão para a planta	Produção de carbonato de sódio a partir da reação do CO <sub>2</sub> com soluções salinas	288.000 t/ano	Lavadores a base de carbonato de sódio
Luzhou Natural Gas Chemicals (Group)/ Luzhou Natural Gas Chemicals (Group)/indisponível	China, cidade de Luzhou	Unidade de reforma da produção de amônia	Produção de ureia	58.400 t/ano	Fluor Econamine FG
Petronas Fertilizer Co Malaysia/ Petronas Fertilizer Co./1999	Malásia	Unidade de reforma da produção de amônia	Produção de ureia	Cerca de 59.000 t/ano (34.00Nm <sup>3</sup> /h, considerando 24h/dia de operação)	KS-1
The Indo Gulf Fertilizer Company Plant/ Indo Gulf Fertilizer Co./1988	Índia, Uttar Pradesh	Unidade de produção de amônia	Produção de ureia	54.750 t/ano	Fluor Econamine

Hammerfest Natural Gas Power Plant with CO <sub>2</sub> and NO <sub>x</sub> Capture/ Hammerfest Energy/ 2005	Noruega	Termelétrica a gás de 100 MW	Estocagem geológica, na mesma formação de arenito do projeto de Shnovit	Mais de 95% do CO <sub>2</sub> capturado	Não definido
RWE IGCC Power Plant/ RWE/2006	Alemanha	Gasificação de carvão	Estocagem em aquíferos	Não definido	Não definido
ZeroGen – Stanwell Integrated Gasification Combined Cycle and CCS/ GE Energy/ 2002	Canadá/ Queensland	Gasificação de carvão, planta termelétrica à H <sub>2</sub> (530 MW)- 2015 (início da operação)	Estocagem em aquíferos salinos	Não definido	Não definido
Shell and Statoil Joint Industrial Model of CO <sub>2</sub> value chain (Draugen)/Shell e Statoil/ 2006	Noruega	Termelétrica à gás e planta de metanol	EOR, inicialmente no campo de Draugen operado pela Shell e, futuramente, no campo de Heidrum operado pela Statoil. Estocagem em estágio de desenvolvimento	2.500.000 t/ano	Não definido- Captura em estágio comercial
Towards hydrogen and electricity production with CCS/SINTEF Energy Research/	Noruega	Produção de H <sub>2</sub> a partir de combustíveis fósseis para	Estocagem em aquíferos salinos e EOR estão sendo estudados	Não definido	Não definido

		geração elétrica e outros fins- operação a partir de 2012	neste projeto.		
Gaobeidian Power Plant/ China Huaneng/operaciona l desde 2008	China, Beijing	Termelétrica (845 MW)	Carbonatação de bebidas	3.000 t/ano, podendo atingir 60.000 t/ano	Solventes baseados em amino álcoois
Masdar Initiative/ Masdar / 2006-	Emirados Árabes Unidos, Abu Dhabi	3 fontes, inclusive uma siderúrgica-	EOR em campos de Abu Dhabi-	5.000.000 t/ano	Captura baseada em aminas- operação a partir de 2013
Weyburn Enhanced Oil Recovery Project/ EnCana e Dakota Gasification Company/ 2000	Canadá/ campo de petróleo de Weyburn- Beulah, Dakota do Norte	Produção de combustíveis sintéticos a partir de linhito na planta da Dakota, Dakota do Norte	EOR em Weyburn	1.825.000 t/ano	Captura com rectisol

**Nota:**<sup>1</sup>Estimado a partir do IECM versão 6.2.4. Apesar de o IECM só permitir a configuração de plantas a carvão pulverizado, ajustou-se a potência da planta simulada para o consumo de cerca de 650.000 t/ ano de carvão, de acordo com os dados do projeto IEAGHG (2013). Utilizou-se o carvão Appalachian Low Sulfur, dado que o carvão de Maryland é explorado no monte Appalachian (IEA, 2013b).

Fonte: IEAGHG, 2013

A tabela A4-2 apresenta projetos de captura e estocagem geológica de CO<sub>2</sub> (com ou sem EOR) em diferentes fases de desenvolvimento.

**Tabela A4-2: Projetos de captura e sequestro geológico do CO<sub>2</sub> em diferentes estágios de desenvolvimento**

Nome do Projeto/ Empresa executora/ Início da operação da captura	Fase de desenvolvimento (segundo IEAGHG, 2013)	País/ Região	Fonte do CO <sub>2</sub>	Estocagem geológica do CO <sub>2</sub>	Volume anual (tCO <sub>2</sub> /ano)	Tipo/Custo da captura
In Salah Project/ Sonatrach; BP e Statoil/ 2004	Demonstração em estocagem geológica	Argélia/ campos de gás de In Salah	CO <sub>2</sub> contido no gás natural (1-10%) deve ser reduzido a 0,3%	Injeção no reservatório de Krechba (arenito pouco permeável)	900.000 t/ano	Captura com aminas
Snohvit LNG Project/ Statoil (operadora), Petoro, Total, GDF Suez, Hess, RWE Dea Norge/ 2002	Demonstração em estocagem geológica	Noruega/ Barents Sea	Gás do campo de Snohvit, contendo 5% de CO <sub>2</sub> <sup>1</sup>	Reinjeção na formação de arenito (sandstone) Tubasen	700.000 t/ano	Não disponível
Ciuden Project	P&D em captura e demonstração em estocagem geológica	Espanha	Termelétrica a carvão, 20MWth	Não divulgado o local de estocagem	Não divulgado	Destilação criogênica <sup>3</sup>
Termelétrica em Callide	P&D em captura	Canadá Queensland	Termelétrica à carvão	Não divulgado o local de estocagem	Não divulgado	Destilação criogênica <sup>3</sup>
Mountaineer	P&D em estocagem geológica	EUA	Termelétrica, 54MWth	Não divulgado o local de estocagem	Não divulgado	Amônia resfriada
“Schwarze Pumpe”	P&D em captura	Alemanha, em Schwarze Pumpe	Termelétrica à carvão, 30MWth	Não divulgado o local de estocagem	Não divulgado	Destilação criogênica <sup>3</sup>
Mongstad Project	Não identificado em IEAGHG (2013)	Noruega	280 MWe à gás natural associado ao CO <sub>2</sub> de refinaria	Não divulgado o local de estocagem	1 <sup>a</sup> fase: 100.000 t/ano  Capacidade máxima a ser desenvolvida: 1.000.000 t/ano	Não divulgado

Otway Basin Project/ CO2CRC 2005	Demonstração em estocagem geológica	Austrália/Sudoeste de Vitória	CO <sub>2</sub> associado ao metano de algum campo não identificado (conteúdo de CO <sub>2</sub> - 85-92% CO <sub>2</sub> )	Injeção na formação Turonian Waarre- campo de gás natural deplegado	66.666 t/ano de CO <sub>2</sub> injetado	Não divulgado
Rangely CO <sub>2</sub> Project/ ExxonMobil/ 2000	P&D em estocagem geológica	EUA/ região de Rocky Mountain	Campo de Labarge, Wyoming (ExxonMobil Shute Creek Facility)	Recuperação avançada de petróleo no campo de Rangely Weber Sand Unit	3.226.235 t/ano injetadas, 645.247 t/ano estocada, considerando que 80% do volume injetado retorna com o petróleo produzido	Não divulgado
CO <sub>2</sub> Injection at Pembina Cardium Enhanced Oil Recovery Pilot Project/ Penn West Petroleum Ltd.2/ 2003	P&D em estocagem geológica	Canadá	Não divulgada- foco em testes de monitoramento da estocagem geológica	Recuperação avançada em de petróleo no campo de Penn West	Não divulgado	Não divulgado
CASTOR- CO <sub>2</sub> from capture to storage/ ELSAM	P&D em captura	Dinamarca	Planta piloto de captura na termelétrica Esbjerg, operada pela ELSAM	Reservatório deplegado (mar do Mediterrâneo); aquífero salino –Snohvit (mar do Norte) e dois reservatórios de gás depletados.	Planta piloto de captura- 1t/h, ou seja, 8.760 t /ano, em operação contínua.	Não divulgado

**Notas:** <sup>1</sup>O CO<sub>2</sub> precisa ser separado do gás natural antes do processo de liquefação.

<sup>2</sup>Há outras empresas e entidades envolvidas no projeto, cujo objetivo é testar o uso do CO<sub>2</sub> para aumentar a recuperação de petróleo no campo de Penn West, mas esta é a empresa operadora do campo onde são realizados os testes piloto.

<sup>3</sup> Deduzido do fato da queima ser por oxicombustão.

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

## Anexo 5- Resultados por destilaria

A última coluna da tabela A5-1 apresenta o resultado da equação 3.3, ou seja, o custo de capital para cada usina construir seu próprio carboduto. Note-se que, na tabela A5-1, a terceira coluna representa as emissões do mês de maior produção de etanol, ou seja, o diâmetro dos dutos é projetado para permitir o transporte de todo o CO<sub>2</sub> da fermentação do etanol da safra 2010-2011.

**Tabela A5-1: Capacidade de vazão, diâmetro do carboduto e custo de capital**

Código <i>ID da usina</i> <sup>1</sup>	Ordem da usina	Emissões de CO <sub>2</sub> da fermentação de 15% do etanol produzido na safra 2010-2011 (t)	Vazão de CO <sub>2</sub> (kg/s)	Diâmetro do carboduto (m)	Custo de investimento (milhões de R\$)
250	1	3.020	1,17	0,063	46,41
251	2	1.822	0,70	0,052	39,50
247	4	2.726	1,05	0,061	47,22
249	5	1.822	0,70	0,052	40,99
253	6	12.888	4,97	0,113	105,49
45	7	4.518	1,74	0,075	70,07
252	8	523	0,20	0,031	30,53
246	9	1.218	0,47	0,044	45,30
44	10	3.739	1,44	0,069	113,42

141	11	1.914	0,74	0,053	96,38
138	12	2.021	0,78	0,054	98,77
144	13	35	0,01	0,011	19,55
40	14	906	0,35	0,039	77,92
43	15	5.085	1,96	0,078	159,30
41	16	6.483	2,50	0,086	176,77
133	17	4.172	1,61	0,072	166,87
143	18	8.704	3,36	0,097	224,23
140	19	487	0,19	0,031	75,64
152	20	9.128	3,52	0,099	283,42
132	22	8.939	3,45	0,098	288,51
165	23	140	0,05	0,019	55,05
164	24	4.006	1,55	0,071	211,57
161	25	5.436	2,10	0,080	252,73
125	28	6.128	2,36	0,084	267,44
466	29	13.348	5,15	0,115	371,63
431	30	7.375	2,85	0,091	294,80
329	31	8.610	3,32	0,097	317,55
145	32	6.051	2,33	0,084	280,13
292	34	1.814	0,70	0,052	174,89
309	36	6.602	2,55	0,087	293,75
462	39	11.282	4,35	0,108	371,00

449	40	4.755	1,83	0,076	262,95
374	41	11.839	4,57	0,110	379,04
330	42	5.344	2,06	0,080	277,71
391	43	15.964	6,16	0,124	430,30
379	45	2.824	1,09	0,062	216,18
299	47	22.455	8,66	0,142	495,82
298	49	19.801	7,64	0,135	474,71
147	51	1.080	0,42	0,042	148,94
317	52	8.815	3,40	0,097	345,06
451	53	8.976	3,46	0,098	347,64
294	54	16.574	6,39	0,125	446,52
404	56	6.872	2,65	0,088	315,07
148	57	3.573	1,38	0,068	242,55
Soma dos custos de capital					9.479,30

**Nota:** <sup>1</sup>Este código é utilizado para a identificação das destilarias nas figuras 5-3, A5-1, A5-2, A5-3 e A5-4.

Cada figura a seguir (A5-1 a A5-4) apresenta uma parte do mapa da rede de carbodutos, que foi apresentado integralmente na figura 5-3. O mapa foi dividido em partes visando identificar cada destilaria com sua respectivo código *ID*. A figura A5-1 apresenta a parte referente ao quadrante inferior esquerdo do mapa representado na figura 5-3. A figura A5-2 apresenta a parte referente ao quadrante superior esquerdo do mapa representado na figura 5-3. A figura A5-3 apresenta a parte referente ao quadrante superior direito do mapa representado na figura 5-3. A figura A5-4 apresenta a parte referente ao quadrante inferior direito do mapa representado na figura 5-3.

apresenta a divisão entre o custo com o qual cada destilaria arca quando está ligada em rede e o custo do seu carboduto exclusivo, ou seja, quando se projeta um carboduto para cada destilaria.

**Tabela A5-2: Custo de capital dos carbodutos ligados em rede**

Ordem da usina	Trecho de carboduto: Origem→Destino (Ordem da usina, posição do hub ou nome do campo)	Participação no custo de capital de cada trecho de carboduto (%)	Custo (milhões de R\$)	Custo total para a usina (milhões de R\$)	Custo total para a usina/custo do carboduto exclusivo (%)
1	inferior direito--> campo Parati	1,2	3,86	12,89	27,8
	1--> inferior direito	100,0	9,02		
2	inferior direito--> campo Parati	0,7	2,33	8,28	21,0
	2--> inferior direito	100,0	5,95		
4	inferior direito--> campo Parati	1,1	3,49	10,91	23,1
	4--> inferior direito	100,0	7,43		
5	inferior direito--> campo Parati	0,7	2,33	5,65	13,8
	5--> inferior direito	100,0	3,32		
6	inferior direito--> campo Parati	5,3	16,48	26,23	24,9
	6--> inferior direito	100,0	9,75		
7	7--> campo Cachalote	12,7	20,29	20,29	29,0
8	inferior direito--> campo Parati	0,2	0,67	5,23	17,1
	8--> inferior direito	100,0	4,56		
9	inferior direito--> campo Parati	0,5	1,56	34,38	75,9
	9--> inferior direito	100,0	32,82		
10	7--> campo Cachalote	10,5	16,79	37,22	32,8

	10--> 7	12,9	20,43		
11	7--> campo Cachalote	5,4	8,59	55,10	57,2
	11--> 7	93,2	46,50		
12	inferior direito--> campo Parati	0,8	2,58	25,23	25,5
	13--> inferior direito	0,9	3,26		
	12--> 13	100,0	19,38		
13	inferior direito--> campo Parati	0,0	0,04	0,10	0,5
	13--> inferior direito	0,0	0,06		
14	7--> campo Cachalote	2,5	4,07	15,32	19,7
	10--> 7	3,1	4,95		
	superior direito--> 10	3,6	2,29		
	14--> superior direito	100,0	4,01		
15	7--> campo Cachalote	14,3	22,83	67,93	42,6
	10--> 7	17,5	27,79		
	superior direito--> 10	20,1	12,88		
	15--> superior direito	100,0	4,42		
16	7--> campo Cachalote	18,2	29,11	85,17	48,2
	10--> 7	22,3	35,43		
	superior direito--> 10	25,6	16,42		
	16--> superior direito	100,0	4,22		
17	7--> campo Cachalote	11,7	18,73	67,79	40,6
	10--> 7	14,3	22,80		
	superior direito--> 10	16,5	10,57		
	18--> superior direito	32,4	12,19		

	17--> 18	100,0	3,50		
18	7--> campo Cachalote	24,4	39,08	134,13	59,8
	10--> 7	29,9	47,57		
	superior direito--> 10	34,3	22,05		
	18--> superior direito	67,6	25,43		
19	inferior direito--> campo Parati	0,2	0,62	1,93	2,6
	13--> inferior direito	0,2	0,79		
	19--> 13	0,2	0,53		
20	inferior direito--> campo Parati	3,7	11,67	42,16	14,9
	13--> inferior direito	4,1	14,74		
	19--> 13	4,2	9,85		
	20--> 19	4,2	5,90		
22	inferior direito--> campo Parati	3,7	11,43	86,01	29,8
	13--> inferior direito	4,1	14,44		
	19--> 13	4,1	9,64		
	20--> 19	4,1	5,78		
	22--> 20	100,0	44,72		
23	7--> campo Cachalote	0,4	0,63	27,33	49,6
	11--> 7	6,8	3,40		
	23--> 11	100,0	23,30		
24	inferior direito--> campo Parati	1,6	5,12	34,00	16,1
	13--> inferior direito	1,8	6,47		
	19--> 13	1,8	4,32		
	20--> 19	1,8	2,59		

	25--> 20	2,1	4,04		
	inferior central--> 25	2,5	1,62		
	24--> inferior central	100,0	9,83		
25	inferior direito--> campo Parati	2,2	6,95	30,60	12,1
	13--> inferior direito	2,5	8,78		
	19--> 13	2,5	5,86		
	20--> 19	2,5	3,51		
	25--> 20	2,9	5,49		
28	inferior direito--> campo Parati	2,5	7,84	45,44	17,0
	13--> inferior direito	2,8	9,90		
	19--> 13	2,8	6,61		
	20--> 19	2,8	3,96		
	25--> 20	3,2	6,19		
	inferior central--> 25	3,8	2,48		
	28--> inferior central	100,0	8,47		
29	inferior direito--> campo Parati	5,5	17,07	131,10	35,3
	13--> inferior direito	6,1	21,56		
	19--> 13	6,1	14,40		
	20--> 19	6,1	8,63		
	25--> 20	7,1	13,48		
	inferior central--> 25	8,3	5,40		
	inferior esquerdo--> inferior central	9,3	12,12		
	29--> inferior esquerdo	100,0	38,44		
30	inferior direito--> campo Parati	3,0	9,43	64,73	22,0

	13--> inferior direito	3,4	11,91		
	19--> 13	3,4	7,96		
	20--> 19	3,4	4,77		
	25--> 20	3,9	7,45		
	inferior central--> 25	4,6	2,98		
	30--> inferior central	100,0	20,23		
31	inferior direito--> campo Parati	3,5	11,01	74,75	23,5
	13--> inferior direito	3,9	13,90		
	19--> 13	3,9	9,29		
	20--> 19	4,0	5,56		
	25--> 20	4,6	8,69		
	inferior central--> 25	5,4	3,48		
	inferior esquerdo--> inferior central	6,0	7,82		
	31--> inferior esquerdo	100,0	14,99		
32	inferior direito--> campo Parati	2,5	7,74	56,60	20,2
	13--> inferior direito	2,7	9,77		
	19--> 13	2,8	6,53		
	20--> 19	2,8	3,91		
	32--> 20	56,5	28,65		
34	inferior direito--> campo Parati	0,7	2,32	17,98	10,3
	13--> inferior direito	0,8	2,93		
	19--> 13	0,8	1,96		
	20--> 19	0,8	1,17		
	25--> 20	1,0	1,83		

	inferior central--> 25	1,1	0,73		
	inferior esquerdo--> inferior central	1,3	1,65		
	34--> inferior esquerdo	100,0	5,39		
36	inferior direito--> campo Parati	2,7	8,44	57,64	19,6
	13--> inferior direito	3,0	10,66		
	19--> 13	3,0	7,12		
	20--> 19	3,0	4,27		
	25--> 20	3,5	6,67		
	inferior central--> 25	4,1	2,67		
	inferior esquerdo--> inferior central	4,6	5,99		
	36--> inferior esquerdo	100,0	11,82		
39	inferior direito--> campo Parati	4,6	14,43	107,85	29,1
	13--> inferior direito	5,1	18,22		
	19--> 13	5,2	12,17		
	20--> 19	5,2	7,29		
	25--> 20	6,0	11,39		
	inferior central--> 25	7,0	4,57		
	inferior esquerdo--> inferior central	7,9	10,24		
	39--> inferior esquerdo	100,0	29,54		
40	inferior direito--> campo Parati	1,9	6,08	51,01	19,4
	13--> inferior direito	2,2	7,68		
	19--> 13	2,2	5,13		
	20--> 19	2,2	3,07		
	25--> 20	2,5	4,80		

	inferior central--> 25	3,0	1,92		
	inferior esquerdo--> inferior central	3,3	4,32		
	40--> inferior esquerdo	100,0	18,01		
41	inferior direito--> campo Parati	4,8	15,14	86,11	22,7
	13--> inferior direito	5,4	19,12		
	19--> 13	5,4	12,77		
	20--> 19	5,4	7,65		
	25--> 20	6,3	11,95		
	inferior central--> 25	7,4	4,79		
	inferior esquerdo--> inferior central	8,3	10,75		
	41--> inferior esquerdo	100,0	3,93		
42	inferior direito--> campo Parati	2,2	6,84	45,57	16,4
	13--> inferior direito	2,4	8,63		
	19--> 13	2,5	5,77		
	20--> 19	2,5	3,45		
	25--> 20	2,8	5,40		
	inferior central--> 25	3,3	2,16		
	inferior esquerdo--> inferior central	3,7	4,85		
	42--> inferior esquerdo	100,0	8,48		
43	inferior direito--> campo Parati	6,5	20,42	137,94	32,1
	13--> inferior direito	7,3	25,78		
	19--> 13	7,3	17,22		
	20--> 19	7,3	10,32		
	25--> 20	8,5	16,12		

	inferior central--> 25	9,9	6,46		
	inferior esquerdo--> inferior central	11,1	14,49		
	43--> inferior esquerdo	100,0	27,13		
45	inferior direito--> campo Parati	1,2	3,61	24,97	11,5
	13--> inferior direito	1,3	4,56		
	19--> 13	1,3	3,05		
	20--> 19	1,3	1,82		
	25--> 20	1,5	2,85		
	inferior central--> 25	1,8	1,14		
	inferior esquerdo--> inferior central	2,0	2,56		
	45--> inferior esquerdo	100,0	5,37		
47	inferior direito--> campo Parati	9,2	28,72	177,20	35,7
	13--> inferior direito	10,2	36,26		
	19--> 13	10,3	24,22		
	20--> 19	10,3	14,51		
	25--> 20	11,9	22,67		
	47--> 25	100,0	50,81		
49	inferior direito--> campo Parati	8,1	25,33	189,03	39,8
	13--> inferior direito	9,0	31,98		
	19--> 13	9,1	21,36		
	20--> 19	9,1	12,80		
	25--> 20	10,5	19,99		
	inferior central--> 25	12,3	8,01		
	inferior esquerdo--> inferior central	13,8	17,98		

	49--> inferior esquerdo	100,0	51,59		
51	inferior direito--> campo Parati	0,4	1,38	20,51	13,8
	13--> inferior direito	0,5	1,74		
	19--> 13	0,5	1,17		
	20--> 19	0,5	0,70		
	32--> 20	10,1	5,12		
	51--> 32	23,2	10,40		
52	inferior direito--> campo Parati	3,6	11,27	97,51	28,3
	13--> inferior direito	4,0	14,23		
	19--> 13	4,0	9,51		
	20--> 19	4,1	5,70		
	25--> 20	4,7	8,90		
	inferior central--> 25	5,5	3,57		
	inferior esquerdo--> inferior central	6,1	8,00		
	52--> inferior esquerdo	100,0	36,33		
53	inferior direito--> campo Parati	3,7	11,48	79,07	22,7
	13--> inferior direito	4,1	14,50		
	19--> 13	4,1	9,68		
	20--> 19	4,1	5,80		
	25--> 20	4,8	9,06		
	inferior central--> 25	5,6	3,63		
	inferior esquerdo--> inferior central	6,3	8,15		
	53--> inferior esquerdo	100,0	16,76		
54	inferior direito--> campo Parati	6,8	21,20	149,35	33,4

	13--> inferior direito	7,5	26,77		
	19--> 13	7,6	17,88		
	20--> 19	7,6	10,71		
	25--> 20	8,8	16,73		
	inferior central--> 25	10,3	6,71		
	inferior esquerdo--> inferior central	11,6	15,05		
	54--> inferior esquerdo	100,0	34,31		
56	inferior direito--> campo Parati	2,8	8,79	87,48	27,8
	13--> inferior direito	3,1	11,10		
	19--> 13	3,2	7,41		
	20--> 19	3,2	4,44		
	25--> 20	3,6	6,94		
	inferior central--> 25	4,3	2,78		
	inferior esquerdo--> inferior central	4,8	6,24		
	56--> inferior esquerdo	100,0	39,78		
57	inferior direito--> campo Parati	1,5	4,57	73,64	30,4
	13--> inferior direito	1,6	5,77		
	19--> 13	1,6	3,85		
	20--> 19	1,6	2,31		
	32--> 20	33,4	16,92		
	51--> 32	76,8	34,41		
	57--> 51	100,0	5,82		
Soma dos custos de capital			2609,38		27,5

A tabela A5-2 mostra que, numa rede de carbodutos, o custo de investimento de cada usina varia de 0,5% a 75,9% do custo do carboduto exclusivo. O sistema formado por todas as usinas ligadas numa rede de carbodutos custa cerca de 1/3 da soma dos investimentos em todos os carbodutos exclusivos.

A tabela A5-3 apresenta o custo de capital total ( $I$ ) para cada usina na rede de carbodutos. O custo de capital total representa a soma do custo do carboduto com o do compressor, quando este for necessário.

**Tabela A5-3: Custo de capital total de cada usina na rede de carbodutos**

<b>Ordem da usina</b>	<b>Custo de capital do carboduto (milhões de R\$)</b>	<b>Custo de capital da estação de recompressão (milhões de R\$)</b>	<b>Custo de capital total para a usina (milhões de R\$)</b>
1	12,89	0,00	12,89
2	8,28	0,00	8,28
4	10,91	0,00	10,91
5	5,65	0,00	5,65
6	26,23	0,00	26,23
7	20,29	0,57	20,86
8	5,23	0,00	5,23
9	34,38	2,18	36,56
10	37,22	1,00	38,22
11	55,10	4,41	59,51
12	25,23	0,31	25,55
13	0,10	0,01	0,11
14	15,32	0,38	15,70
15	67,93	2,13	70,05
16	85,17	2,71	87,88
17	67,79	1,74	69,53
18	134,13	3,64	137,77
19	1,93	0,11	2,05
20	42,16	2,84	45,00

22	86,01	2,78	88,79
23	27,33	2,43	29,75
24	34,00	1,57	35,57
25	30,60	1,82	32,42
28	45,44	2,05	47,50
29	131,10	5,58	136,67
30	64,73	2,47	67,20
31	74,75	3,60	78,35
32	56,60	1,88	58,48
34	17,98	0,76	18,74
36	57,64	2,76	60,40
39	107,85	4,71	112,56
40	51,01	1,99	53,00
41	86,11	4,95	91,06
42	45,57	2,23	47,80
43	137,94	6,67	144,61
45	24,97	1,18	26,15
47	177,20	7,52	184,72
49	189,03	8,27	197,31
51	20,51	0,90	21,41
52	97,51	3,68	101,19
53	79,07	3,75	82,82
54	149,35	6,92	156,28
56	87,48	2,87	90,35
57	73,64	2,96	76,60
<b>Soma dos custos</b>	<b>2609,36</b>	<b>108,33</b>	<b>2717,71</b>

A tabela A5-4 apresenta os custos de O&M dos carbodutos e das estações de recompressão e os custos de energia da recompressão que são associados à cada usina analisada.

**Tabela A5-4: Custo de O&M e energia para cada usina**

Ordem da usina	Custo de O&M do carboduto (milhões de R\$/ano)	Custo de O&M da estação de recompressão (milhões de R\$/ano)	Custo da energia consumida pela estação de recompressão (R\$/ano)	Custo de O&M e energia total para a usina (milhões de R\$/ano)
1	0,45	0,00	0	0,45
2	0,29	0,00	0	0,29
4	0,38	0,00	0	0,38
5	0,20	0,00	0	0,20
6	0,92	0,00	0	0,92
7	0,71	0,02	5.584	0,74
8	0,18	0,00	0	0,18
9	1,20	0,08	1.505	1,28
10	1,30	0,03	9.242	1,35
11	1,93	0,15	4.732	2,09
12	0,88	0,01	2.498	0,90
13	0,00	0,00	43	0,00
14	0,54	0,01	2.303	0,55
15	2,38	0,07	12.933	2,46
16	2,98	0,09	16.487	3,09
17	2,37	0,06	10.611	2,44
18	4,69	0,13	22.137	4,84
19	0,07	0,00	1.204	0,07
20	1,48	0,10	33.847	1,61
22	3,01	0,10	33.147	3,14
23	0,96	0,08	356	1,04

24	1,19	0,05	19.817	1,26
25	1,07	0,06	26.875	1,16
28	1,59	0,07	30.297	1,69
29	4,59	0,20	82.491	4,87
30	2,27	0,09	36.463	2,39
31	2,62	0,13	53.210	2,80
32	1,98	0,07	22.436	2,07
34	0,44	0,03	11.209	0,48
36	2,02	0,10	40.799	2,15
39	3,77	0,16	69.722	4,01
40	1,79	0,07	29.383	1,88
41	3,01	0,17	73.167	3,26
42	1,59	0,08	33.027	1,71
43	4,83	0,23	98.657	5,16
45	0,87	0,04	17.450	0,93
47	6,20	0,26	111.016	6,58
49	6,62	0,29	122.369	7,03
51	0,72	0,03	4.006	0,75
52	3,41	0,13	54.475	3,60
53	2,77	0,13	55.473	2,95
54	5,23	0,24	102.427	5,57
56	3,06	0,10	42.467	3,20
57	2,58	0,10	17.663	2,70

Os resultados do fluxo do uso de CO<sub>2</sub> de caixa de cada destilaria para EOR são apresentados na tabela A5-5. São apresentados quatro resultados de fluxo de caixa para cada destilaria. Cada resultado está associado a um cenário. Cada cenário tem os parâmetros que o define apresentados na tabela 3-12 e comentados no capítulo 3.

**Tabela A5-5: Cenários e fluxos de caixa para cada destilaria**

Ordem da usina	Custo de O&M e energia total para a usina (milhões de R\$/ano)	Custos de desidratação e compressão - cenário otimista (milhões de R\$/ano)	Custos de desidratação e compressão - cenário pessimista (milhões de R\$/ano)	Custos de injeção - cenário otimista (milhões de R\$/ano)	Custos de injeção - cenário pessimista (milhões de R\$/ano)	Receita - investidor: empresa de petróleo (milhões de R\$/ano)	Receita - investidores: destilarias (milhões de R\$/ ano)	Fluxo de caixa-cenário EOR <sub>1</sub> (milhões de R\$/ano)	Fluxo de caixa-cenário EOR <sub>2</sub> (milhões de R\$/ano)	Fluxo de caixa-cenário EOR <sub>3</sub> (milhões de R\$/ano)	Fluxo de caixa-cenário EOR <sub>4</sub> (milhões de R\$/ano)
1	0,45	0,36	0,50	0,40	0,58	15,61	0,85	-0,11	0,03	14,07	14,39
2	0,29	0,22	0,30	0,24	0,35	9,41	0,51	-0,08	0,00	8,47	8,66
4	0,38	0,33	0,45	0,36	0,53	14,09	0,76	-0,07	0,05	12,72	13,01
5	0,20	0,22	0,30	0,24	0,35	9,42	0,51	0,01	0,09	8,56	8,76
6	0,92	1,55	2,15	1,72	2,49	66,60	3,61	0,54	1,14	61,04	62,41
7	0,74	0,54	0,75	0,60	0,87	23,35	1,27	-0,22	-0,01	20,99	21,47
8	0,18	0,06	0,09	0,07	0,10	2,70	0,15	-0,12	-0,10	2,33	2,39
9	1,28	0,15	0,20	0,16	0,24	6,29	0,34	-1,14	-1,09	4,57	4,70
10	1,35	0,45	0,62	0,50	0,72	19,32	1,05	-0,92	-0,75	16,63	17,03
11	2,09	0,23	0,32	0,26	0,37	9,89	0,54	-1,87	-1,78	7,12	7,32
12	0,90	0,24	0,34	0,27	0,39	10,44	0,57	-0,67	-0,57	8,82	9,04
13	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,18	0,01	0,00	0,00	0,16	0,17
14	0,55	0,11	0,15	0,12	0,18	4,68	0,25	-0,45	-0,41	3,80	3,90

15	2,46	0,61	0,85	0,68	0,98	26,28	1,42	-1,89	-1,65	21,98	22,53
16	3,09	0,78	1,08	0,86	1,25	33,50	1,82	-2,36	-2,06	28,07	28,77
17	2,44	0,50	0,70	0,56	0,81	21,56	1,17	-1,97	-1,78	17,62	18,06
18	4,84	1,04	1,45	1,16	1,68	44,98	2,44	-3,86	-3,45	37,00	37,93
19	0,07	0,06	0,08	0,06	0,09	2,52	0,14	-0,02	0,01	2,27	2,32
20	1,61	1,10	1,52	1,22	1,76	47,17	2,56	-0,57	-0,15	42,28	43,25
22	3,14	1,07	1,49	1,19	1,73	46,20	2,50	-2,13	-1,71	39,84	40,79
23	1,04	0,02	0,02	0,02	0,03	0,72	0,04	-1,03	-1,02	-0,37	-0,35
24	1,26	0,48	0,67	0,53	0,77	20,70	1,12	-0,81	-0,62	17,99	18,42
25	1,16	0,65	0,91	0,72	1,05	28,09	1,52	-0,55	-0,29	24,97	25,55
28	1,69	0,74	1,02	0,82	1,18	31,67	1,72	-1,00	-0,71	27,77	28,42
29	4,87	1,60	2,22	1,78	2,58	68,98	3,74	-3,35	-2,73	59,31	60,73
30	2,39	0,89	1,23	0,98	1,43	38,11	2,07	-1,55	-1,21	33,07	33,86
31	2,80	1,03	1,44	1,15	1,66	44,49	2,41	-1,82	-1,42	38,60	39,52
32	2,07	0,73	1,01	0,81	1,17	31,27	1,69	-1,38	-1,10	27,02	27,67
34	0,48	0,22	0,30	0,24	0,35	9,37	0,51	-0,27	-0,19	8,24	8,43
36	2,15	0,79	1,10	0,88	1,28	34,12	1,85	-1,41	-1,10	29,58	30,29
39	4,01	1,35	1,88	1,50	2,18	58,30	3,16	-2,73	-2,20	50,23	51,43
40	1,88	0,57	0,79	0,63	0,92	24,57	1,33	-1,35	-1,12	20,97	21,48
41	3,26	1,42	1,97	1,58	2,29	61,18	3,32	-1,92	-1,37	53,66	54,92
42	1,71	0,64	0,89	0,71	1,03	27,62	1,50	-1,10	-0,85	23,99	24,56
43	5,16	1,92	2,66	2,13	3,09	82,50	4,47	-3,35	-2,61	71,59	73,29
45	0,93	0,34	0,47	0,38	0,55	14,59	0,79	-0,61	-0,48	12,64	12,94

47	6,58	2,69	3,74	2,99	4,34	116,04	6,29	-4,03	-2,98	101,38	103,77
49	7,03	2,38	3,30	2,64	3,83	102,32	5,54	-4,78	-3,86	88,17	90,28
51	0,75	0,13	0,18	0,14	0,21	5,58	0,30	-0,63	-0,58	4,44	4,56
52	3,60	1,06	1,47	1,18	1,70	45,55	2,47	-2,60	-2,19	38,78	39,72
53	2,95	1,08	1,50	1,20	1,74	46,39	2,51	-1,94	-1,52	40,20	41,16
54	5,57	1,99	2,76	2,21	3,20	85,65	4,64	-3,69	-2,92	74,11	75,88
56	3,20	0,82	1,15	0,92	1,33	35,51	1,92	-2,43	-2,11	29,83	30,57
57	2,70	0,43	0,60	0,48	0,69	18,46	1,00	-2,29	-2,13	14,48	14,86

Os resultados do VPL de cada destilaria são apresentados na tabela A5-6. São apresentados quatro resultados de VPL para cada destilaria. Cada resultado está associado a um cenário. Cada cenário tem os parâmetros que o define apresentados na tabela 3-12 e comentados no capítulo 3.

**Tabela A5-6: Cenários e VPL da venda de CO<sub>2</sub> para EOR**

Ordem da usina	VPL-cenário EOR <sub>1</sub> (milhões de R\$)	VPL - cenário EOR <sub>2</sub> (milhões de R\$)	VPL-cenário EOR <sub>3</sub> (milhões de R\$)	VPL-cenário EOR <sub>4</sub> (milhões de R\$)
1	-11,83	-10,95	59,41	136,37
2	-7,67	-7,23	35,30	81,62
4	-9,92	-9,00	54,38	123,98
5	-4,90	-3,98	38,08	84,91
6	-20,24	-11,23	283,74	617,41
7	-19,38	-18,39	87,19	202,00
8	-5,20	-5,60	7,15	19,93
9	-37,74	-43,14	-9,02	16,26
10	-38,09	-41,13	50,10	141,25
11	-61,48	-70,36	-16,33	23,02
12	-25,71	-28,24	21,96	70,34
13	-0,09	-0,07	0,73	1,62
14	-16,00	-17,92	5,36	26,26
15	-70,80	-78,25	49,15	169,80
16	-88,76	-98,00	64,14	218,22
17	-70,76	-79,09	27,65	124,44
18	-139,96	-155,99	65,35	268,61
19	-1,88	-1,74	9,60	22,01
20	-42,28	-40,91	173,03	404,35
22	-88,41	-95,27	122,44	340,78
23	-31,20	-36,50	-27,90	-29,68

24	-35,20	-37,53	59,29	157,88
25	-31,11	-31,37	97,11	233,80
28	-46,59	-48,88	97,96	250,04
29	-136,47	-147,63	178,37	503,47
30	-66,61	-71,21	107,35	288,55
31	-77,72	-83,12	125,37	336,87
32	-58,14	-62,48	84,58	232,67
34	-17,77	-18,33	25,01	70,14
36	-59,93	-64,13	95,79	257,90
39	-112,24	-121,13	153,87	429,19
40	-53,14	-57,91	59,00	174,01
41	-89,33	-93,71	189,92	483,80
42	-47,37	-50,57	78,69	210,11
43	-143,40	-153,30	233,14	625,41
45	-25,96	-27,82	40,64	109,92
47	-181,93	-192,29	347,71	903,04
49	-196,73	-212,29	270,32	753,58
51	-21,90	-24,69	3,58	28,01
52	-101,62	-111,00	106,30	318,98
53	-82,22	-88,06	129,51	349,79
54	-155,34	-166,74	235,59	641,73
56	-91,27	-100,68	70,82	234,52
57	-78,57	-88,87	5,70	85,40

A tabela A5-7 apresenta, para cada destilaria, a quantidade de energia elétrica que se tornaria excedente no caso da repotenciação, a massa de metanol que poderia ser produzida e, consequentemente, a massa de H<sub>2</sub> necessária à produção de metanol.

**Tabela A5-7: Massa de cana moída, energia elétrica excedente, produção de metanol e de hidrogênio**

<b>Ordem da usina</b>	<b>Estimativa de massa de cana moída na safra 2010/2011 (t)</b>	<b>Energia excedente (MWh/safra)</b>	<b>Produção de metanol por safra (t)</b>	<b>Consumo de H<sub>2</sub> por safra (t)</b>
1	665.345	103.129	8.093	1.517
2	401.302	62.202	4.881	915
4	600.579	93.090	7.305	1.370
5	401.470	62.228	4.883	916
6	2.839.215	440.078	34.534	6.475
7	995.370	154.282	12.107	2.270
8	115.299	17.871	1.402	263
9	268.255	41.580	3.263	612
10	823.703	127.674	10.019	1.879
11	421.717	65.366	5.129	962
12	445.243	69.013	5.416	1.015
13	7.659	1.187	93	17
14	199.516	30.925	2.427	455
15	1.120.345	173.654	13.627	2.555
16	1.428.186	221.369	17.371	3.257
17	919.221	142.479	11.181	2.096
18	1.917.657	297.237	23.325	4.373
19	107.284	16.629	1.305	245
20	2.010.998	311.705	24.460	4.586
22	1.969.398	305.257	23.954	4.491
23	30.813	4.776	375	70
24	882.557	136.796	10.735	2.013
25	1.197.594	185.627	14.567	2.731

28	1.350.051	209.258	16.421	3.079
29	2.940.694	455.808	35.768	6.707
30	1.624.841	251.850	19.763	3.706
31	1.896.884	294.017	23.072	4.326
32	1.333.042	206.622	16.214	3.040
34	399.571	61.934	4.860	911
36	1.454.448	225.439	17.691	3.317
39	2.485.497	385.252	30.232	5.668
40	1.047.460	162.356	12.740	2.389
41	2.608.305	404.287	31.725	5.948
42	1.177.376	182.493	14.321	2.685
43	3.517.013	545.137	42.778	8.021
45	622.063	96.420	7.566	1.419
47	4.946.976	766.781	60.171	11.282
49	4.362.296	676.156	53.059	9.949
51	238.014	36.892	2.895	543
52	1.941.966	301.005	23.620	4.429
53	1.977.534	306.518	24.053	4.510
54	3.651.411	565.969	44.413	8.327
56	1.513.910	234.656	18.414	3.453
57	787.091	121.999	9.574	1.795

**Nota:** Outra fonte de dados para a construção desta tabela é a produção de etanol por destilaria, que consta na tabela A3-1

Fonte: Elaborado com base em UNICA, 2014

A tabela A5-8 apresenta, para cada destilaria, a quantidade de energia elétrica que se tornaria excedente no caso da repotenciação, a massa de ureia que poderia ser produzida e, consequentemente, a massa de H<sub>2</sub> necessária à produção de ureia.

**Tabela A5-8: Massa de cana moída, energia elétrica excedente, produção de ureia e de hidrogênio**

<b>Ordem da usina</b>	<b>Estimativa de massa de cana moída na safra 2010/2011 (t)</b>	<b>Energia excedente (MWh/safra)</b>	<b>Produção de ureia por safra (t)</b>	<b>Consumo de H<sub>2</sub> por safra (t)</b>
1	665.345	103.129	14.341	1.434
2	401.302	62.202	8.650	865
4	600.579	93.090	12.945	1.295
5	401.470	62.228	8.653	865
6	2.839.215	440.078	61.197	6.120
7	995.370	154.282	21.455	2.145
8	115.299	17.871	2.485	249
9	268.255	41.580	5.782	578
10	823.703	127.674	17.754	1.775
11	421.717	65.366	9.090	909
12	445.243	69.013	9.597	960
13	7.659	1.187	165	17
14	199.516	30.925	4.300	430
15	1.120.345	173.654	24.148	2.415
16	1.428.186	221.369	30.784	3.078
17	919.221	142.479	19.813	1.981
18	1.917.657	297.237	41.334	4.133
19	107.284	16.629	2.312	231
20	2.010.998	311.705	43.346	4.335
22	1.969.398	305.257	42.449	4.245
23	30.813	4.776	664	66
24	882.557	136.796	19.023	1.902
25	1.197.594	185.627	25.813	2.581

28	1.350.051	209.258	29.099	2.910
29	2.940.694	455.808	63.385	6.338
30	1.624.841	251.850	35.022	3.502
31	1.896.884	294.017	40.886	4.089
32	1.333.042	206.622	28.733	2.873
34	399.571	61.934	8.612	861
36	1.454.448	225.439	31.350	3.135
39	2.485.497	385.252	53.573	5.357
40	1.047.460	162.356	22.577	2.258
41	2.608.305	404.287	56.220	5.622
42	1.177.376	182.493	25.378	2.538
43	3.517.013	545.137	75.807	7.581
45	622.063	96.420	13.408	1.341
47	4.946.976	766.781	106.629	10.663
49	4.362.296	676.156	94.026	9.403
51	238.014	36.892	5.130	513
52	1.941.966	301.005	41.858	4.186
53	1.977.534	306.518	42.624	4.262
54	3.651.411	565.969	78.704	7.870
56	1.513.910	234.656	32.631	3.263
57	787.091	121.999	16.965	1.697

**Nota:** Outra fonte de dados para a construção desta tabela é a produção de etanol por destilaria, que consta na tabela A3.1

Fonte: Elaborado com base em UNICA, 2014

A tabela A5-9 apresenta os custos de capital da repotenciação, da eletrólise, dos compressores e da síntese associados à produção de metanol para cada uma das destilarias analisadas.

**Tabela A5-9: Custos de capital de cada etapa da cadeia de produção de metanol**

Ordem da usina	Custo de capital da repotenciação (milhões de R\$)	Custo de capital dos eletrolisadores de H <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital do compressor de H <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital do compressor de CO <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital da planta de síntese de metanol (milhões de R\$)
1	80,53	153,70	0,48	0,22	3,78
2	48,57	92,70	0,34	0,15	2,28
4	72,69	138,73	0,45	0,20	3,41
5	48,59	92,74	0,34	0,15	2,28
6	253,42	655,86	1,27	0,57	16,11
7	120,47	229,93	0,63	0,28	5,65
8	13,95	26,63	0,15	0,07	0,65
9	32,47	61,97	0,26	0,12	1,52
10	99,69	190,28	0,55	0,25	4,67
11	51,04	97,42	0,35	0,16	2,39
12	53,89	102,85	0,37	0,17	2,53
13	0,93	6,15	0,02	0,01	0,04
14	24,15	46,09	0,21	0,10	1,13
15	110,98	258,80	0,68	0,31	6,36
16	141,47	329,91	0,80	0,36	8,11
17	111,26	212,34	0,60	0,27	5,22
18	189,96	442,98	0,98	0,44	10,88
19	12,98	24,78	0,14	0,06	0,61
20	190,21	464,54	1,01	0,45	11,41

22	195,08	454,93	0,99	0,45	11,18
23	3,73	24,75	0,06	0,03	0,17
24	106,82	203,87	0,58	0,26	5,01
25	118,63	276,65	0,71	0,32	6,80
28	133,73	311,86	0,77	0,35	7,66
29	262,48	679,31	1,30	0,59	16,69
30	160,95	375,34	0,87	0,39	9,22
31	187,90	438,18	0,97	0,44	10,77
32	132,05	307,94	0,76	0,34	7,57
34	48,36	92,30	0,34	0,15	2,27
36	144,07	335,98	0,81	0,37	8,25
39	235,10	574,15	1,16	0,52	14,11
40	103,76	241,97	0,65	0,29	5,94
41	232,81	602,52	1,20	0,54	14,80
42	116,63	271,98	0,70	0,32	6,68
43	313,92	812,44	1,46	0,66	19,96
45	75,29	143,70	0,46	0,21	3,53
47	441,55	1142,76	1,84	0,83	28,08
49	389,37	1007,70	1,69	0,76	24,76
51	28,81	54,98	0,24	0,11	1,35
52	192,36	448,60	0,98	0,44	11,02
53	195,89	456,81	1,00	0,45	11,22
54	325,91	843,48	1,50	0,68	20,72
56	149,96	349,72	0,83	0,38	8,59
57	95,26	181,82	0,54	0,24	4,47

A tabela A5-10 apresenta o custo de capital da eletrólise, dos compressores e das sínteses de amônia e de uréia para cada uma das destilarias analisadas.

**Tabela A5-10: Custos de capital das várias etapas da produção de ureia**

Ordem da usina	Custo de capital dos eletrolisadores de H <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital do compressor de H <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital do compressor de CO <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital do compressor de N <sub>2</sub> (milhões de R\$)	Custo de capital da ASU (milhões de R\$)	Custo de capital da planta de amônia (milhões de R\$)	Custo de capital da planta de uréia (milhões de R\$)
1	145,26	0,67	0,27	0,10	4,14	73,08	73,51
2	87,61	0,48	0,19	0,07	2,76	51,30	51,60
4	131,12	0,63	0,25	0,10	3,81	68,03	68,43
5	87,65	0,48	0,19	0,07	2,76	51,32	51,62
6	619,87	1,77	0,71	0,27	13,22	201,80	202,99
7	217,31	0,88	0,35	0,14	5,71	96,89	97,46
8	25,17	0,21	0,08	0,03	1,02	21,43	21,55
9	58,57	0,36	0,15	0,06	2,00	38,70	38,92
10	179,83	0,77	0,31	0,12	4,91	84,86	85,36
11	92,07	0,49	0,20	0,08	2,87	53,11	53,43
12	97,21	0,51	0,21	0,08	3,00	55,17	55,49
13	1,67	0,03	0,01	0,01	0,12	3,21	3,23
14	43,56	0,30	0,12	0,05	1,58	31,45	31,64
15	244,60	0,95	0,38	0,15	6,28	105,25	105,87
16	311,81	1,12	0,45	0,17	7,63	124,75	125,48
17	200,69	0,83	0,33	0,13	5,36	91,64	92,18
18	418,67	1,36	0,55	0,21	9,66	153,33	154,23
19	23,42	0,20	0,08	0,03	0,96	20,37	20,49
20	439,05	1,41	0,56	0,22	10,03	158,52	159,45
22	429,97	1,39	0,56	0,21	9,86	156,21	157,13
23	6,73	0,09	0,03	0,01	0,35	8,51	8,56
24	192,68	0,81	0,33	0,13	5,19	89,07	89,59
25	261,46	0,99	0,40	0,15	6,63	110,28	110,93
28	294,75	1,08	0,43	0,17	7,29	119,93	120,64
29	642,02	1,81	0,73	0,28	13,59	206,82	208,04
30	354,74	1,22	0,49	0,19	8,46	136,54	137,34
31	414,14	1,35	0,54	0,21	9,57	152,17	153,06

32	291,04	1,07	0,43	0,17	7,22	118,87	119,57
34	87,24	0,48	0,19	0,07	2,75	51,15	51,45
36	317,54	1,13	0,45	0,18	7,74	126,35	127,09
39	542,64	1,62	0,65	0,25	11,88	183,86	184,94
40	228,69	0,91	0,36	0,14	5,95	100,41	101,00
41	569,46	1,67	0,67	0,26	12,35	190,17	191,29
42	257,05	0,98	0,39	0,15	6,54	108,98	109,62
43	767,85	2,04	0,82	0,32	15,69	234,43	235,81
45	135,81	0,64	0,26	0,10	3,92	69,72	70,13
47	1080,04	2,57	1,03	0,40	20,61	297,66	299,41
49	952,39	2,36	0,95	0,37	18,64	272,58	274,18
51	51,96	0,34	0,14	0,05	1,82	35,59	35,80
52	423,98	1,37	0,55	0,21	9,75	154,69	155,60
53	431,74	1,39	0,56	0,22	9,90	156,67	157,59
54	797,19	2,10	0,84	0,32	16,17	240,66	242,08
56	330,52	1,16	0,47	0,18	7,99	129,94	130,71
57	171,84	0,75	0,30	0,12	4,74	82,21	82,69

A tabela A5-11 apresenta as estimativas da receita, dos custos operacionais e do fluxo de caixa para cada destilaria produzindo metanol.

**Tabela A5-11: Receita, custos operacionais e fluxo de caixa (metanol)**

Ordem da usina	Custo de O&M do sistema de co-geração (R\$/ano)	Custo operacional fixo-produção de H <sub>2</sub> (milhões de R\$/ano)	Custo de O&M do compressor de H <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo de O&M do compressor de CO <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo operacional da planta de síntese de metanol (milhões de R\$/ano)	Receita gerada pela venda de metanol ao preço de importação (milhões de R\$/ano)	Fluxo de caixa anual (milhões de R\$/ano)
1	3546	10,76	16797	7578	9,79	8,49	-12,09
2	2139	6,49	11970	5401	5,91	5,12	-7,29
4	3201	9,71	15683	7076	8,84	7,66	-10,91
5	2140	6,49	11974	5402	5,91	5,12	-7,30
6	15133	45,91	44404	20034	41,79	36,23	-51,55

7	5305	16,09	22000	9926	14,65	12,70	-18,08
8	615	1,86	5190	2342	1,70	1,47	-2,10
9	1430	4,34	9139	4123	3,95	3,42	-4,88
10	4390	13,32	19380	8744	12,12	10,51	-14,96
11	2248	6,82	12375	5583	6,21	5,38	-7,66
12	2373	7,20	12833	5790	6,55	5,68	-8,09
13	41	0,43	844	381	0,11	0,10	-0,45
14	1063	3,23	7495	3381	2,94	2,55	-3,63
15	5971	18,12	23815	10745	16,49	14,29	-20,35
16	7612	23,09	28021	12642	21,02	18,22	-25,94
17	4899	14,86	20858	9411	13,53	11,73	-16,70
18	10221	31,01	34138	15402	28,22	24,47	-34,82
19	572	1,73	4946	2231	1,58	1,37	-1,95
20	10719	32,52	35243	15900	29,60	25,66	-36,52
22	10497	31,84	34753	15679	28,98	25,13	-35,76
23	164	1,73	2144	967	0,45	0,39	-1,80
24	4704	14,27	20297	9157	12,99	11,26	-16,03
25	6383	19,36	24903	11235	17,63	15,28	-21,75
28	7196	21,83	26985	12175	19,87	17,23	-24,52
29	15674	47,55	45462	20511	43,28	37,52	-53,39
30	8660	26,27	30551	13784	23,91	20,73	-29,51
31	10110	30,67	33890	15290	27,92	24,20	-34,45
32	7105	21,55	26756	12072	19,62	17,01	-24,21
34	2130	6,46	11936	5385	5,88	5,10	-7,26
36	7752	23,52	28366	12798	21,41	18,56	-26,41
39	13248	40,19	40617	18325	36,58	31,71	-45,13
40	5583	16,94	22765	10271	15,42	13,36	-19,03
41	13902	42,17	41951	18927	38,39	33,28	-47,36
42	6275	19,04	24620	11108	17,33	15,02	-21,39
43	18746	56,87	51253	23124	51,76	44,87	-63,85
45	3316	10,06	16057	7244	9,16	7,94	-11,30
47	26367	79,99	64416	29062	72,81	63,12	-89,80
49	23251	70,54	59210	26714	64,20	55,66	-79,19
51	1269	3,85	8435	3806	3,50	3,04	-4,33
52	10351	31,40	34427	15533	28,58	24,78	-35,26
53	10540	31,98	34849	15723	29,10	25,23	-35,91
54	19462	59,04	52557	23712	53,74	46,59	-66,29
56	8069	24,48	29137	13146	22,28	19,32	-27,49
57	4195	12,73	18798	8481	11,58	10,04	-14,30

A tabela A5-12 apresenta as estimativas da receita, dos custos operacionais e do fluxo de caixa para cada destilaria produzindo ureia. O custo operacional da repotenciação foi omitido nesta tabela por ser igual ao apresentado na tabela A5-11.

**Tabela A5-12: Receita, custos operacionais e fluxo de caixa (ureia)**

Ordem da usina	Custo operacional fixo- produção de H <sub>2</sub> (milhões de R\$/ano)	Custo operacional - compressão de H <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo operacional - compressão de CO <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo operacional - compressão de N <sub>2</sub> (R\$/ano)	Custo operacional - ASU (R\$/ano)	Custo operacional da síntese de amônia (milhões de R\$/ano)	Custo operacional da síntese de uréia (milhões de R\$/ano)	Receita gerada pela venda de uréia (milhões de R\$/ano)	Fluxo de caixa anual (milhões de R\$/ano)
1	10,17	23453	9415	3633	144919	2,92	2,94	12,81	-3,41
2	6,13	16714	6710	2589	96708	2,05	2,06	7,72	-2,65
4	9,18	21898	8790	3392	133519	2,72	2,74	11,56	-3,25
5	6,14	16719	6712	2590	96741	2,05	2,06	7,73	-2,65
6	43,39	62002	24889	9605	462643	8,07	8,12	54,65	-5,51
7	15,21	30719	12332	4759	200021	3,88	3,90	19,16	-4,08
8	1,76	7247	2909	1123	35657	0,86	0,86	2,22	-1,31
9	4,10	12761	5123	1977	70069	1,55	1,56	5,16	-2,13
10	12,59	27060	10863	4192	171911	3,39	3,41	15,85	-3,76

11	6,44	17279	6936	2677	100624	2,12	2,14	8,12	-2,72
12	6,80	17919	7193	2776	105091	2,21	2,22	8,57	-2,80
13	0,12	1178	473	182	4074	0,13	0,13	0,15	-0,23
14	3,05	10465	4201	1621	55293	1,26	1,27	3,84	-1,81
15	17,12	33253	13349	5151	219871	4,21	4,23	21,56	-4,28
16	21,83	39126	15706	6061	267002	4,99	5,02	27,49	-4,68
17	14,05	29124	11691	4512	187682	3,67	3,69	17,69	-3,94
18	29,31	47667	19135	7384	337990	6,13	6,17	36,91	-5,12
19	1,64	6906	2772	1070	33660	0,81	0,82	2,07	-1,25
20	30,73	49210	19754	7623	351088	6,34	6,38	38,71	-5,18
22	30,10	48525	19479	7517	345266	6,25	6,29	37,91	-5,15
23	0,47	2994	1202	464	12407	0,34	0,34	0,59	-0,58
24	13,49	28341	11377	4390	181669	3,56	3,58	16,99	-3,88
25	18,30	34772	13959	5386	231918	4,41	4,44	23,05	-4,39
28	20,63	37679	15125	5837	255251	4,80	4,83	25,99	-4,59
29	44,94	63478	25482	9833	475825	8,27	8,32	56,60	-5,52
30	24,83	42659	17124	6608	296030	5,46	5,49	31,27	-4,88
31	28,99	47321	18996	7330	335058	6,09	6,12	36,51	-5,10
32	20,37	37360	14997	5787	252675	4,75	4,78	25,66	-4,57
34	6,11	16666	6690	2582	96375	2,05	2,06	7,69	-2,64

36	22,23	39607	15899	6135	270923	5,05	5,08	28,00	-4,71
39	37,98	56714	22767	8785	415928	7,35	7,40	47,84	-5,41
40	16,01	31788	12760	4924	208352	4,02	4,04	20,16	-4,17
41	39,86	58577	23514	9074	432289	7,61	7,65	50,20	-5,45
42	17,99	34378	13800	5325	228781	4,36	4,38	22,66	-4,36
43	53,75	71565	28728	11086	549068	9,38	9,43	67,70	-5,54
45	9,51	22420	9000	3473	137327	2,79	2,81	11,97	-3,30
47	75,60	89944	36106	13933	721372	11,91	11,98	95,22	-5,15
49	66,66	82675	33188	12807	652318	10,90	10,97	83,97	-5,37
51	3,64	11778	4728	1825	63675	1,42	1,43	4,58	-1,99
52	29,68	48071	19297	7447	341413	6,19	6,22	37,38	-5,14
53	30,22	48659	19533	7538	346407	6,27	6,30	38,06	-5,16
54	55,80	73386	29459	11368	565791	9,63	9,68	70,28	-5,53
56	23,14	40685	16332	6302	279748	5,20	5,23	29,14	-4,77
57	12,03	26248	10537	4066	165771	3,29	3,31	15,15	-3,69

A quarta e a quinta colunas da tabela A5-13 apresentam os VPL do uso do CO<sub>2</sub> para produção de metanol pelas destilarias deste estudo. As últimas duas colunas apresentam os preços do metanol que deveriam ser recebidos pelas destilarias para zerar seus VPL. Enquanto os valores da quarta e da penúltima coluna são calculados utilizando-se uma taxa de desconto de 15% ao ano, os valores da quinta e da última coluna são calculados considerando uma taxa de desconto de 8% ao ano.

**Tabela A5-13: Custos, receitas e VPL do uso do CO<sub>2</sub> para produção de metanol**

Ordem da usina	Custo de O&M e da energia consumida no período t (milhões de R\$/ano)	Receita gerada pela venda de metanol ao preço de importação (milhões de R\$/ano)	VPL (milhões de R\$) cenário metanol <sub>1</sub> (i=0,15)	VPL (milhões de R\$) cenário metanol <sub>2</sub> (i=0,08)	Preço por tonelada de metanol (R\$/t) para atingir VPL=0 - cenário metanol <sub>1</sub> (i=0,15)	Preço por tonelada de metanol (R\$/t) para atingir VPL=0 cenário metanol <sub>2</sub> (i=0,08)
1	20,58	8,49	-268,25	-320,96	7803	5328
2	12,41	5,12	-161,87	-193,68	7806	5330
4	18,58	7,66	-242,16	-289,74	7804	5329
5	12,42	5,12	-161,94	-193,76	7806	5330
6	87,77	36,23	-1064,54	-1289,29	7330	5077
7	30,78	12,70	-401,17	-480,00	7801	5327
8	3,57	1,47	-46,58	-55,73	7817	5337
9	8,30	3,42	-108,26	-129,52	7809	5332
10	25,47	10,51	-332,03	-397,28	7802	5328
11	13,05	5,38	-170,10	-203,52	7806	5330
12	13,77	5,68	-179,58	-214,86	7805	5330
13	0,54	0,10	-8,46	-10,41	19549	13102
14	6,17	2,55	-80,55	-96,37	7812	5334
15	34,64	14,29	-429,95	-518,67	7478	5156
16	44,16	18,22	-547,98	-661,07	7477	5155
17	28,43	11,73	-370,50	-443,31	7801	5327
18	59,29	24,47	-735,64	-887,46	7475	5154

19	3,32	1,37	-43,35	-51,86	7818	5338
20	62,18	25,66	-763,55	-922,77	7410	5120
22	60,89	25,13	-755,47	-911,39	7475	5154
23	2,19	0,39	-33,97	-41,80	19519	13085
24	27,29	11,26	-355,73	-425,64	7801	5327
25	37,03	15,28	-459,57	-554,41	7477	5156
28	41,75	17,23	-518,02	-624,93	7477	5155
29	90,91	37,52	-1102,57	-1335,35	7330	5077
30	50,24	20,73	-623,38	-752,03	7476	5155
31	58,65	24,20	-727,67	-877,86	7475	5154
32	41,22	17,01	-511,50	-617,06	7477	5155
34	12,36	5,10	-161,18	-192,84	7806	5330
36	44,97	18,56	-558,05	-673,22	7476	5155
39	76,84	31,71	-943,59	-1140,35	7409	5119
40	32,39	13,36	-402,00	-484,95	7478	5156
41	80,64	33,28	-978,01	-1184,49	7330	5078
42	36,41	15,02	-451,81	-545,05	7478	5156
43	108,72	44,87	-1318,51	-1596,89	7329	5077
45	19,24	7,94	-250,81	-300,09	7803	5329
47	152,92	63,12	-1854,27	-2245,78	7328	5076
49	134,85	55,66	-1635,22	-1980,47	7329	5076
51	7,37	3,04	-96,07	-114,94	7810	5333
52	60,04	24,78	-744,96	-898,71	7475	5154
53	61,14	25,23	-758,59	-915,16	7475	5154
54	112,88	46,59	-1368,87	-1657,88	7329	5077
56	46,81	19,32	-580,85	-700,72	7476	5155
57	24,34	10,04	-317,28	-379,63	7802	5328

A quarta e a quinta colunas da tabela A5-14 apresentam os VPL do uso do CO<sub>2</sub> para produção de ureia pelas destilarias deste estudo. As últimas duas colunas apresentam os preços da ureia que deveriam ser recebidos pelas destilarias para zerar seus VPL. Enquanto os valores da quarta e da penúltima coluna são calculados

utilizando-se uma taxa de desconto de 15% ao ano, os valores da quinta e da última coluna são calculados considerando uma taxa de desconto de 8% ao ano.

**Tabela A5-14: Custos, receitas e VPL do uso do CO<sub>2</sub> para produção de ureia**

Ordem da usina	Custo de O&M e da energia consumida no período t (milhões de R\$/ano)	Receita gerada pela venda de ureia ao preço de importação (milhões de R\$/ano)	VPL (milhões de R\$) cenário ureia <sub>1</sub> (i=0,15)	VPL (milhões de R\$) cenário ureia <sub>2</sub> (i=0,08)	Preço por tonelada de ureia para atingir VPL=0 - cenário ureia <sub>1</sub> (i=0,15)	Preço por tonelada de ureia para atingir VPL=0 cenário ureia <sub>2</sub> (i=0,08)
1	16,22	12,81	-347,20	-362,07	5826	3617
2	10,37	7,72	-225,33	-236,88	6201	3848
4	14,81	11,56	-317,94	-332,10	5897	3661
5	10,38	7,73	-225,41	-236,96	6201	3848
6	60,15	54,65	-1159,62	-1183,63	4754	2980
7	23,24	19,16	-491,96	-509,75	5565	3457
8	3,53	2,22	-79,46	-85,17	7408	4591
9	7,30	5,16	-160,33	-169,62	6543	4058
10	19,62	15,85	-417,45	-433,85	5684	3530
11	10,84	8,12	-235,04	-246,89	6162	3824
12	11,37	8,57	-246,15	-258,34	6119	3798
13	0,38	0,15	-9,20	-10,22	12253	7573
14	5,65	3,84	-125,13	-133,00	6822	4230
15	25,84	21,56	-523,79	-542,45	5313	3317
16	32,17	27,49	-646,91	-667,31	5175	3232
17	21,64	17,69	-459,10	-476,30	5614	3487
18	42,03	36,91	-837,31	-859,63	5021	3137
19	3,32	2,07	-74,90	-80,37	7493	4643

20	43,89	38,71	-865,17	-887,76	4960	3103
22	43,06	37,91	-857,14	-879,61	5007	3129
23	1,17	0,59	-27,35	-29,87	9284	5745
24	20,86	16,99	-443,17	-460,07	5640	3503
25	27,44	23,05	-554,99	-574,13	5274	3293
28	30,58	25,99	-615,95	-635,96	5206	3251
29	62,12	56,60	-1196,23	-1220,30	4738	2970
30	36,16	31,27	-724,08	-745,37	5106	3189
31	41,62	36,51	-829,34	-851,60	5026	3140
32	30,23	25,66	-609,18	-629,10	5213	3255
34	10,33	7,69	-224,50	-236,03	6204	3850
36	32,70	28,00	-657,27	-677,81	5165	3226
39	53,25	47,84	-1042,65	-1066,25	4859	3040
40	24,33	20,16	-494,14	-512,30	5353	3341
41	55,66	50,20	-1075,88	-1099,64	4792	3003
42	27,02	22,66	-546,84	-565,87	5284	3299
43	73,24	67,70	-1402,07	-1426,23	4662	2923
45	15,28	11,97	-327,68	-342,08	5873	3646
47	100,37	95,22	-1901,16	-1923,62	4526	2840
49	89,34	83,97	-1698,80	-1722,23	4574	2869
51	6,58	4,58	-145,01	-153,71	6653	4126
52	42,52	37,38	-846,63	-869,03	5014	3133
53	43,22	38,06	-860,25	-882,75	5005	3128
54	75,81	70,28	-1449,63	-1473,73	4646	2913
56	33,91	29,14	-680,67	-701,49	5143	3213
57	18,83	15,15	-401,35	-417,42	5713	3548