

ANÁLISE ECONÔMICA SOB INCERTEZA DA CAPTURA DE CARBONO EM
TERMOELÉTRICAS A CARVÃO: *RETROFITTING* E *CAPTURE-READY*

Pedro Rua Rodriguez Rochedo

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

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Rio de Janeiro
Dezembro de 2011

ANÁLISE ECONÔMICA SOB INCERTEZA DA CAPTURA DE CARBONO EM
TERMOELÉTRICAS A CARVÃO: *RETROFITTING* E *CAPTURE-READY*

Pedro Rua Rodriguez Rochedo

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

Examinada por:

Prof. Alexandre Salem Szklo, D.Sc.

Prof. Roberto Schaeffer, Ph.D.

Prof. Ofélia de Queiroz Araujo, D.Sc.

Dr. Marcio Macedo da Costa, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL
DEZEMBRO DE 2011

Rochedo, Pedro Rua Rodriguez

Análise Econômica Sob Incerteza da Captura de Carbono em Termoelétricas a Carvão: Retrofitting e Capture-Ready / Pedro Rua Rodriguez Rochedo – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2011.

XVI, 346 p.: il.; 29,7 cm.

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Planejamento Energético, 2011.

Referencias Bibliográficas: p. 330-340.

1. Captura de Carbono. 2.CO2. 3. Plantas Ready. 4. CCS. I. Szklo, Alexandre Salem II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Planejamento Energético. III. Título.

"42", Deep Thought – Douglas Adams

"In the beginning there was nothing, which exploded" – Terry Pratchett

"In the beginning the Universe was created. This has made a lot of people very angry and
been widely regarded as a bad move" – Douglas Adams

"Million-to-one chances crop up nine times out of ten" – Terry Pratchett

"The impossible often has a kind of integrity the merely improbable lack" – Douglas Adams

"We are here and it is now. The way I see it is, after that, everything tends towards
guesswork", Didactylos – Terry Pratchett

"Reality is frequently inaccurate" – Douglas Adams

"For even the very wise cannot see all ends", Olórin – J. R. R. Tolkien

"There is always time for another last minute", Death – Terry Pratchett

"I love deadlines. I like the whooshing sound they make as they fly by" – Douglas Adams

"It's the job that's never started as takes longest to finish", Samwise – J. R. R. Tolkien

"Don't Panic" – Douglas Adams

AGRADECIMENTOS

Agradeço inicial e principalmente ao meu orientador, Alexandre Szklo. Não só por ser um dos melhores professores que tive o prazer de conhecer, mas também por ser umas das pessoas mais pacientes, lógicas, prestativas e profissionais que eu já conheci. Agradeço também pelos incentivos, desafios e confiança.

Ao professor Roberto, professora Ofélia e ao Márcio, por aceitarem participar da banca desta dissertação.

À minha mãe e meu pai, por absolutamente tudo. Também às minhas irmas, Tica e Paula, e meus mini-sobrinhos, Bezão e Chico.

Às amigadas formadas: André, baiano "ixperto" e representante eterno de nossa turminha; Clarinha, por todas as risadas e os deliciosos japas/thais; Cynthia, minha amiga mais antiga e querida, com todas as suas risadas; Cláudio, que compartilha de um excelente gosto musical e devoção ao Vasco; Dani, sempre conciliando desespero e bom-humor; Evi, pelas conversas e aulas de "Thriller"; Lu, minha ídola, com todas suas qualidades endógenas/exógenas; Natália, por seu alto astral e paciência peculiar; Nathália, nhaim, e suas florestas; Rafa, meu garoto, por ser uma pessoa admiravelmente invejável; Tamara, pela sua alegria e seu stress carinhoso. Ratifico aqui meu pedido para a reedição do maior encontro energoambiental do Brasil: Itaparica+20.

Aos colegas que compartilharam a toca (Cenergia) comigo: David, Suzi, Paulo, Lucena, Régis, Larissa, Henrique, Bruno, Cecília e Diego. Por todas as piadas, histórias, aulas, vídeos, anedotas, bullying, conversas e biscoitos, além de tolerarem os pedais da minha bateria virtual e meu paladar infantil. Ah sim, pelos trabalhos também. À Isabela, pelas inúmeras confidências mútuas, contos, histórias, rolos e discussões, em todas as $\exp(\pi) + 1$ horas diárias no transito da Linha Amarela.

Aos meus saudosos amigos da (semi)saudosa Escola de Química, os quais encontro em um período cada vez maior (menor frequência): Maurilio, Cauê, Mega, Ju Lee, Ju Braga, Ju Ju e Ju Prata. Que ainda sejam marcados muitos almoços às quintas, dia de strogonoff no árabe.

Ao meu bff, Ribeiro.

Ao Google.

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

ANÁLISE ECONÔMICA SOB INCERTEZA DA CAPTURA DE CARBONO EM
TERMOELÉTRICAS A CARVÃO: *RETROFITTING* E *CAPTURE-READY*

Pedro Rua Rodriguez Rochedo

Dezembro/2011

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Programa: Planejamento Energético

O setor elétrico mundial identifica a captura de carbono como uma importante opção para reduzir suas emissões de dióxido de carbono. Entretanto, a viabilidade técnica e econômica do CCS (Carbon Capture and Storage) ainda não foi comprovada de forma integrada, desde a captura até o armazenamento. As plantas *ready* foram propostas com o objetivo de facilitar a introdução da captura de dióxido de carbono no setor de geração elétrica em um futuro próximo. O objetivo deste trabalho é avaliar as opções tecnológicas possíveis de serem implementadas para tornar uma planta termoelétrica *ready*. Para cada tecnologia de captura (pós-combustão, oxi-combustão e pré-combustão), foram determinados: o estado da arte, as perspectivas tecnológicas, a energia mínima de captura, assim como o perfil de aprendizado tecnológico. Foram elaboradas dezoito opções de investimento de forma a determinar a influência de pré-investimentos no custo da energia elétrica, em função do momento em que a captura deverá ser adicionada, considerando os próximos 25 anos. Foi verificado que, apesar de reduzir o custo e a penalidade do retrofitting, as plantas *ready* só apresentam vantagem econômica em cenários de entrada da captura no curto prazo. Ao evitar o investimento prévio na captura, o setor elétrico não permite que ganhos por aprendizado tecnológico promovam o desenvolvimento do CCS, de forma a torná-lo viável no futuro.

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

ECONOMICAL ANALYSIS UNDER UNCERTAINTY OF CARBON CAPTURE IN COAL FIRED POWER PLANTS: RETROFITTING AND CAPTURE-READY

Pedro Rua Rodriguez Rochedo

December/2011

Advisor: Alexandre Salem Szklo

Department: Energy Planning

The power sector identifies carbon capture as an important option to reduce its emissions of carbon dioxide. However, the technical and economic feasibility of CCS (Carbon Capture and Storage) have not been proven in an integrated fashion, from capture to storage. CCS ready plants have been proposed to facilitate the introduction of carbon dioxide capture in the power generation sector in the near future. The objective of this study is to evaluate the technological options available to establish a thermoelectric CCS ready plant. For each capture technology (post-combustion, oxy-combustion and pre-combustion) this study evaluates: the state of the art, the technical outlook, the minimum required energy for capture, as well as the technological learning curve. Eighteen investment options were elaborated to determine the influence of pre-investment on energy costs, according to the time when the capture should be retrofitted, regarding the next 25 years. Even though they can reduce the cost and penalty of retrofitting, CCS ready plants only exhibit economic advantages when carbon capture is added in short term scenarios. By avoiding the additional investment in capture, the power sector prevents that technological learning could stimulate the development of CCS in order to make it feasible in the future.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO.....	1
2. CONCEITOS BÁSICOS E SITUAÇÃO ATUAL DO CCS <i>READY</i>	5
2.1. TECNOLOGIAS DE GERAÇÃO TERMOELÉTRICA.....	5
2.1.1. CARVÃO PULVERIZADO (<i>PULVERIZED COAL - PC</i>)	5
2.1.2. IGCC (<i>INTEGRATED GASIFICATION COMBINED CYCLE</i>)	9
2.1.3. NGCC (<i>NATURAL GAS COMBINED CYCLE</i>)	11
2.2. TECNOLOGIAS DE CAPTURA DE CARBONO	13
2.2.1. PÓS-COMBUSTÃO	13
2.2.2. OXI-COMBUSTÃO (<i>OXYFUEL OU OXYCOMBUSTION</i>)	14
2.2.3. PRÉ-COMBUSTÃO	15
2.3. CONCEITO DE PLANTAS <i>READY</i>	16
2.4. REVISÃO SOBRE A REGULAÇÃO DE CCS.....	21
2.4.1. REGULAÇÕES EXISTENTES	21
2.4.2. TENDÊNCIAS EM OUTROS PAÍSES	23
2.5. DESAFIOS REGULATÓRIOS	25
2.6. CASO BRASILEIRO	30
3. METODOLOGIA	36
3.1. CÁLCULO DO LIMITE TERMODINÂMICO DA CAPTURA.....	39
3.1.1. TRABALHO MÍNIMO DE SEPARAÇÃO	40
3.1.2. TRABALHO MÍNIMO DE COMPRESSÃO	45
3.2. IECM©	47
3.3. MODELO GERAL DE FLUXO DE CAIXA	49
3.4. MODELOS DE CURVA DE APRENDIZAGEM	55
3.5. DISTRIBUIÇÕES DE PROBABILIDADE	73
3.6. CRYSTAL BALL	75
3.7. RESUMO DA METODOLOGIA	77
4. CAPTURA EM PÓS-COMBUSTÃO PARA PLANTAS PC.....	78
4.1. ESTADO DA ARTE DA PÓS-COMBUSTÃO EM PLANTAS PC	78
4.2. ENERGIA MÍNIMA DE SEPARAÇÃO DA PÓS-COMBUSTÃO	78
4.2.1. TRABALHO MÍNIMO DE SEPARAÇÃO	78
4.2.2. COMPARAÇÃO COM ENERGIAS DE REGENERAÇÃO DE DIVERSOS SOLVENTES.....	82
4.2.3. ORIGENS DA PENALIDADE ENERGÉTICA	84
4.2.4. <i>OUTLOOK</i> DA ABSORÇÃO QUÍMICA	87
4.2.5. ENERGIA MÍNIMA DE COMPRESSÃO.....	90
4.3. PESQUISA E DESENVOLVIMENTO DA ABSORÇÃO QUÍMICA	92
4.3.1. DESENVOLVIMENTO DE AMINAS	93
4.3.2. INOVAÇÕES NO PROCESSO	105
4.4. PERFIL DE APRENDIZAGEM DA PLANTAS PC COM PÓS-COMBUSTÃO	116
4.5. PLANTAS <i>READY</i> E O RETROFITTING DA PÓS-COMBUSTÃO	121
4.5.1. PC <i>READY</i> : MODIFICAÇÕES ESSENCIAIS	123
4.5.2. PC <i>READY</i> : MODIFICAÇÕES ADICIONAIS	130
5. CAPTURA EM OXI-COMBUSTÃO PARA PLANTAS PC.....	136
5.1. ESTADO DA ARTE DA OXI-COMBUSTÃO	136
5.2. ENERGIA MÍNIMA DE SEPARAÇÃO DA OXI-COMBUSTÃO	148
5.2.1. TRABALHO MÍNIMO DE SEPARAÇÃO DO OXIGÊNIO	148
5.2.2. COMPARAÇÃO COM UMA ASU CONVENCIONAL	152
5.2.3. TRABALHO MÍNIMO DE SEPARAÇÃO DO CO ₂	153
5.2.4. TRABALHO MÍNIMO DE COMPRESSÃO	153

5.3. PESQUISA E DESENVOLVIMENTO DA OXI-COMBUSTÃO	154
5.4. PERFIL DE APRENDIZAGEM DA PLANTAS PC COM OXI-COMBUSTÃO	166
5.5. PLANTAS READY E O RETROFITTING DA OXI-COMBUSTÃO	169
5.5.1. PC READY: MODIFICAÇÕES ESSENCIAIS	170
5.5.2. PC READY: MODIFICAÇÕES ADICIONAIS	176
6. CAPTURA EM PRÉ-COMBUSTÃO PARA PLANTAS IGCC.....	180
6.1. ESTADO DA ARTE DA PRÉ-COMBUSTÃO.....	180
6.1.1. A GASIFICAÇÃO.....	181
6.1.2. GASIFICADORES.....	186
6.1.3. MODIFICAÇÕES DE UMA PLANTA IGCC COM CAPTURA	202
6.2. ENERGIA MÍNIMA DE SEPARAÇÃO DA PRÉ-COMBUSTÃO.....	213
6.2.1. TRABALHO MÍNIMO DE SEPARAÇÃO	214
6.2.2. TRABALHO MÍNIMO DE COMPRESSÃO	220
6.2.3. BALANÇO DE ENERGIA PARA O SHIFT	222
6.3. PESQUISA E DESENVOLVIMENTO DA PRÉ-COMBUSTÃO.....	224
6.3.1. PROCESSOS ALTERNATIVOS DE ABSORÇÃO FÍSICA.....	225
6.3.2. PROCESSOS ALTERNATIVOS DE CAPTURA EM PRÉ-COMBUSTÃO	231
6.3.3. INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.....	232
6.4. PERFIL DE APRENDIZAGEM DAS PLANTAS PC COM PRÉ-COMBUSTÃO.....	242
6.5. PLANTAS READY E O RETROFITTING DA PRÉ-COMBUSTÃO	243
7. ANÁLISES FINANCEIRAS	250
7.1. DADOS BÁSICOS E ELABORAÇÃO DOS CASOS	250
7.1.1. PÓS-COMBUSTÃO	253
7.1.2. OXI-COMBUSTÃO	258
7.1.3. PRÉ-COMBUSTÃO.....	262
7.2. ANÁLISE FINANCEIRA BÁSICA	265
7.2.1. PÓS-COMBUSTÃO	265
7.2.2. OXI-COMBUSTÃO	271
7.2.3. PRÉ-COMBUSTÃO.....	276
7.3. ANÁLISE FINANCEIRA DINÂMICA.....	282
7.3.1. PÓS-COMBUSTÃO	282
7.3.2. OXI-COMBUSTÃO	287
7.3.3. PRÉ-COMBUSTÃO.....	292
7.4. ANÁLISE FINANCEIRA PROBABILÍSTICA.....	295
7.4.1. PÓS-COMBUSTÃO	296
7.4.1.1. PARÂMETROS DE ENTRADA	296
7.4.1.2. RESULTADOS	298
7.4.1.3. SENSIBILIDADE.....	305
7.4.2. OXI-COMBUSTÃO	308
7.4.2.1. PARÂMETROS DE ENTRADA	308
7.4.2.2. RESULTADOS	308
7.4.2.3. SENSIBILIDADE.....	314
7.4.3. PRÉ-COMBUSTÃO.....	316
7.4.3.1. PARÂMETROS DE ENTRADA	316
7.4.3.2. RESULTADOS	316
7.4.3.3. SENSIBILIDADE.....	321
7.5. RESUMO E ANÁLISE CONJUNTA	323
8. CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES.....	326
9. BIBLIOGRAFIA	330
ANEXO: DESCRIÇÃO DO IECM©	341

LISTA DE FIGURAS

Figura 2-1 - Diagrama esquemático de uma planta PC de 500 MW	7
Figura 2-2 - Reator de leito fluidizado circulante	8
Figura 2-3 Esquema geral de uma planta IGCC	11
Figura 2-4 Diagrama esquemático de uma planta NGCC de 500 MW	12
Figura 3-5 Diagrama de blocos geral da Metodologia.	36
Figura 3-6 Distribuição do investimento da Planta Base nos três primeiros anos.....	51
Figura 3-7: Fluxo de caixa generalizado do projeto.	51
Figura 3-8 Tendência de custos para o FGD em termelétricas entre 1976 e 1995.....	65
Figura 3-9 Curva do custo marginal de abatimento para cinco tecnologias.....	67
Figura 3-10 Curvas de aprendizagem fictícias para as tecnologias D e E.....	68
Figura 3-11 Curva de custo marginal de abatimento com aprendizado tecnológico.	69
Figura 3-12 Curvas de custo marginal de abatimento com incentivo tecnológico, promovendo o amadurecimento mais cedo das tecnologias.....	71
Figura 3-13 Curvas gerais das distribuições de probabilidade.....	75
Figura 4-14- Processo conceitual de separação com recuperação de 90%	79
Figura 4-15 - Trabalho mínimo para 90% de recuperação do CO ₂ em função da composição molar do exausto	80
Figura 4-16 – Evolução da Energia de Regeneração da Absorção Química	89
Figura 4-17 - Trabalho de compressão isotérmica	91
Figura 4-18 - Piperazina e derivados	103
Figura 4-19 - Processo de captura com piperazina e regeneração em vasos flash.....	106
Figura 4-20 - Resistência a degradação térmica do processo de captura com piperazina	108
Figura 4-21 - Resistência à degradação oxidativa do processo de captura com piperazina.....	110
Figura 4-22 - Fluxograma do processo DMX	111
Figura 4-23 Diagrama de processo da <i>Chilled Ammonia</i>	114
Figura 4-24 - Curva de aprendizagem para a absorção química.....	119
Figura 4-25 - Duas sugestões de lay-out da Siemens para plantas capture ready.....	124
Figura 4-26 - Configuração original e alternativas de modificação para turbina a vapor.....	134
Figura 5-27 - Diagrama da Oxi-Combustão	137
Figura 5-28 - Sistema de Compressão e Purificação do CO ₂	141
Figura 5-29 - Fluxograma de Processo de uma ASU Criogênica convencional	143
Figura 5-30 - Construção da ASU do Pearl GTL Project	146
Figura 5-31 - Unidade VPSA para 1.300 Nm ³ /h de oxigênio.	147
Figura 5-32 - Processo conceitual de Separação do Ar	149
Figura 5-33 - Trabalho Mínimo de Separação do Ar em função da pureza do Oxigênio	150
Figura 5-34 - Planta Piloto de Oxi-Combustão em Vatenfall.....	156
Figura 5-35 - Previsão de redução do consumo segundo a Air Liquide	157
Figura 5-36 - Comparação de materiais de ITM.....	161
Figura 5-37 - Processo ITM para geração de oxigênio	162
Figura 5-38 - Leito do processo CAR.....	164
Figura 5-39 – Produção Mundial de Oxigênio.....	167
Figura 5-40 – Curva de Aprendizagem da ASU.....	168
Figura 6-41 - Diagrama da Pré-Combustão	181
Figura 6-42 - Composição dos produtos da reação entre oxigênio e carvão Illinois #6 em função da razão O ₂ /Carvão.....	182
Figura 6-43 - Diagrama dos principais tipos de gasificador: Leito Fixo, Leito Fluidizado e Leito de Arraste.....	188
Figura 6-44 - Perfil de temperatura de um gasificador em leito de arraste.	189
Figura 6-45 - Diagrama do Gasificador GE (Radiant e Quench)	195

Figura 6-46 - Diagrama dos sistemas de resfriamento da GE a) Quench, b) Radiant, c) Radiant-Quench.	196
Figura 6-47 - Gasificador da Texaco em uma usina em Tampa. À esquerda pode ser visto o Syngas Cooler, e no primeiro plano a ASU.	197
Figura 6-48 - Diagrama da câmara de gasificação da Shell	199
Figura 6-49 - Diagrama do SCGP	200
Figura 6-50 - Gasificador da Shell na usina da Nuon, em Buggenum	201
Figura 6-51- Diagrama do Processo Selexol para H ₂ S	206
Figura 6-52 - Evolução das turbinas GE modelos E, F e H Fonte: Adaptado de GE, 2001.....	208
Figura 6-53 - Configuração de Shift: Acima o Sweet Shift; Abaixo o Sour Shift.	210
Figura 6-54 - Expansão do Processo Selexol para a absorção de CO ₂	212
Figura 6-55 - Exemplo de planta Selexol Ready	213
Figura 6-56 - Processo conceitual de separação binária com recuperação de 95%	215
Figura 6-57 - Trabalho mínimo para 95% de recuperação do CO ₂ em função da composição molar do syngas "doce"	216
Figura 6-58 - Processo conceitual de separação com recuperação de 95% de CO ₂ , 100% de H ₂ S e com razão H_2S/CO_2 constante igual a 0,05	218
Figura 6-59 - Trabalho mínimo para 95% de recuperação do CO ₂ em função da composição molar do syngas "ácido".....	219
Figura 6-60 - Trabalho de compressão isotérmica na pré-combustão	221
Figura 6-61 - Diagrama de correntes da ilha de gasificação Shell.....	234
Figura 6-62 - Integrações entre ASU e a Turbina a Gás.....	238
Figura 6-63 - Influência da extração de ar na potência e eficiência.....	241
Figura 6-64: Fluxograma de uma planta IGCC sem e com captura	246
Figura 7-65 Variação do LCOE com o ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (PC com Pós-Combustão)	267
Figura 7-66 - Valor relativo do LCOE em relação ao Caso 1, em função do ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (PC com Pós-Combustão)	268
Figura 7-67 - Variação do CMA com o ano do Retrofit. Custos Constantes (PC com Pós-Combustão). FC=85% e r=15%.	271
Figura 7-68 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (PC com Oxi-Combustão).....	273
Figura 7-69 - Valor relativo do LCOE em relação ao Caso 1, em função do ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (PC com Oxi-Combustão).....	274
Figura 7-70 - Variação do CMA com o ano do Retrofit. Custos Constantes (PC com Oxi-Combustão). FC=85% e r=15%.	276
Figura 7-71 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (IGCC com Pré-Combustão).....	278
Figura 7-72 - Valor relativo do LCOE em relação ao Caso 1, em função do ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (IGCC com Pré-Combustão)	280
Figura 7-73 - Variação do CMA com o ano do Retrofit. Custos Constantes (IGCC com Pré-Combustão). FC=85% e r=15%.	282
Figura 7-74 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit.....	284
Figura 7-75 - Variação do Caso B em relação ao Caso original em função do ano.	285
Figura 7-76 - Exemplo de variação do CMA com e sem aprendizado. (Caso 1)	287
Figura 7-77 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit.....	289
Figura 7-78 - Variação do Caso B em relação ao Caso original em função do ano. (PC com Oxi-Combustão).....	290
Figura 7-79 - Variação do logaritmo do CMA com e sem aprendizado.	292
Figura 7-80 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit.....	294

Figura 7-81 - Variação do Caso B em relação ao Caso original em função do ano. (IGCC com Pré-Combustão).....	295
Figura 7-82 - Relação entre caso mediana e o caso determinístico. PC com Pós-Combustão.	299
Figura 7-83 - Mediana, Região de Certeza e caso Determinístico. PC com Pós-Combustão (Casos 1, 2 e 3).....	301
Figura 7-84 - Mediana, Região de Certeza e caso Determinístico. PC com Pós-Combustão (Casos 4, 5 e 6).....	302
Figura 7-85 - Variação da Mediana e Região de Confiança com o ano do Retrofit. PC com Pós-Combustão.	304
Figura 7-86 - Análise de sensibilidade da variância da LCOE dos 6 casos com curva de aprendizagem. PC com Pós-Combustão. Legenda: r -Taxa de desconto; LR CAP OM - LR do O&M da Captura; LR CAP IF - LR do IF da Captura; FC - Ffator de Capacidade; d - Taxa de Crescimento; ComC Caso "i" - Custo de O&M com Captura do caso "i"; Com Caso "i" - Custo de O&M sem captura do caso "i"; Ccap Caso "i" - IF da Captura do caso "i"; Cbase Caso "i" - IF da planta do caso "i".	306
Figura 7-87 - Relação entre caso mediana e o caso determinístico. PC com Oxi-Combustão..	310
Figura 7-88 - Mediana, Região de Certeza e caso Determinístico. PC com Pós-Combustão (Casos 7 a 12).....	311
Figura 7-89 - Variação da Mediana e Região de Confiança com o ano do Retrofit. PC com Oxi-Combustão.	313
Figura 7-90 - Análise de sensibilidade da variância da LCOE dos 6 casos com curva de aprendizagem. PC com Oxi-Combustão. Legenda: r -Taxa de desconto; LR ASU OM - LR do O&M da ASU; LR ASU IF - LR do IF da ASU; FC - Fator de Capacidade; d - Taxa de Crescimento; ComC Caso "i" - Custo de O&M com Captura do caso "i"; Com Caso "i" - Custo de O&M sem captura do caso "i"; Ccap Caso "i" - IF da Captura do caso "i"; Cbase Caso "i" - IF da planta do caso "i".	315
Figura 7-91 - Relação entre caso mediana e o caso determinístico. IGCC com Pré-Combustão.	318
Figura 7-92 - Mediana, Região de Certeza e caso Determinístico. IGCC com Pré-Combustão (Casos 13 a 18).	319
Figura 7-93 - Variação da Mediana e Região de Confiança com o ano do Retrofit. IGCC com Pré-Combustão.	320
Figura 7-94 - Análise de sensibilidade da variância da LCOE dos 6 casos com curva de aprendizagem. IGCC com Pré-Combustão. Legenda: r -Taxa de desconto; LR AbF OM - LR do O&M do Selexol; LR Abf IF - LR do IF do Selexol; FC - Fator de Capacidade; d - Taxa de Crescimento; ComC Caso "i" - Custo de O&M com Captura do caso "i"; Com Caso "i" - Custo de O&M sem captura do caso "i"; Ccap Caso "i" - IF da Captura do caso "i"; Cbase Caso "i" - IF da planta do caso "i".	322
Figura 7-95 - Mediana, limite inferior e limite superior do menor custo de energia.	325
Figura Anexo - 96 - Janela inicial do IECM.....	341
Figura Anexo-97 – Aba de Entrada de Dados.....	343
Figura Anexo-98 – Entrada de dados do combustível no IECM	344
Figura Anexo-99 – Resultados Gerais da planta no IECM	345
Figura Anexo-100 – Resultado Econômicos da Planta no IECM.....	346

LISTA DE TABELAS

Tabela 2-1 Definições de Plantas <i>Ready</i>	18
Tabela 2-2 Tópicos críticos a serem desenvolvidos para a elaboração de uma regulação de CCS	27
Tabela 2-3 Usinas em operação e em construção por tecnologia de geração.	33
Tabela 3-4 Dados de aprendizado tecnológico para processos de captura.....	60
Tabela 4-5 - Comparação entre a energia de regeneração e o mínimo teórico	83
Tabela 4-6 - Calor de absorção de diferentes solventes	95
Tabela 4-7 - Preços relativos de diferentes alcanolaminas.....	96
Tabela 4-8 - Parâmetros de processo utilizados no teste com piperazina	107
Tabela 4-9 - Taxas de degradação térmica a 135 °C.....	109
Tabela 4-10 Comparação entre solventes DMX-1 e DMX-2.....	113
Tabela 4-11 - Reações do processo com amônia resfriada.....	115
Tabela 4-12 Parâmetros determinados para o aprendizado da absorção.....	120
Tabela 5-13 – Comparação do consumo elétrico de uma ASU convencional com o Trabalho Mínimo Teórico	152
Tabela 5-14 - Comparação entre tecnologias de separação de ar.....	165
Tabela 6-15 - Comparação entre os produtos de reação dos principais constituintes do combustível.....	183
Tabela 6-16 - Principais reações no processo de gasificação.....	185
Tabela 6-17 - Principais gasificadores de Leito de Arraste e suas características.....	193
Tabela 6-18 - Variação da composição do gás de síntese nos modelos GE	198
Tabela 6-19 - Dados de composição de gás de síntese para o gasificador Shell.....	202
Tabela 6-20 - Variação das vazões de vapor, com e sem captura.	208
Tabela 6-21 - Consumo de vapor e resfriamento no Shift dependendo da alimentação e configuração de resfriamento do gás de síntese	223
Tabela 6-22 - Valores de LR para o processo Selexol	243
Tabela 7-23 - Principais indicadores econômicos utilizados	251
Tabela 7-24 - Dados dos casos de PC com pós-combustão: Diferentes níveis de PC Ready e o efeito do retrofitting da captura.	256
Tabela 7-25 - Comparação entre as estimativas da IEA (2007) e o modelo IECM©.....	257
Tabela 7-26 - Dados de aprendizado para plantas PC com Pós-Combustão	258
Tabela 7-27 - Dados dos casos de PC com oxi-combustão: Diferentes níveis de PC Ready e o efeito do retrofitting da captura.	260
Tabela 7-28 - Comparação entre as estimativas da IEA (2007) e o modelo IECM©.....	261
Tabela 7-29 - Dados de aprendizado para plantas PC com Oxi-Combustão.....	262
Tabela 7-30 - Dados dos casos de PC com pré-combustão: Diferentes níveis de PC Ready e o efeito do retrofitting da captura.	264
Tabela 7-31 - Valores do LCOE calculados com custos constantes (PC com Pós-Combustão). FC=85% e r=15%.....	266
Tabela 7-32 - Valores do CMA calculados com custos constantes (PC com Pós-Combustão) FC=85% e r=15%.....	270
Tabela 7-33 - Valores do LCOE calculados com custos constantes (PC com Oxi-Combustão). FC=85% e r=15%.....	272
Tabela 7-34 - Valores do CMA calculados com custos constantes (PC com Pós-Combustão) FC=85% e r=15%.....	275
Tabela 7-35 - Valores do LCOE calculados com custos constantes (IGCC com Pré-Combustão). FC=85% e r=15%.....	277

Tabela 7-36 - Valores do CMA calculados com custos constantes (IGCC com Pré-Combustão) FC=85% e r=15%.....	281
Tabela 7-37 - Valores do LCOE calculados com curva de aprendizado (PC com Pós-Combustão).	283
Tabela 7-38 - Valores do CMA calculados com curva de aprendizado (PC com Pós-Combustão) FC=85% e r=15%.....	286
Tabela 7-39 - Valores do LCOE calculados com curva de aprendizado (PC com Oxi-Combustão).	288
Tabela 7-40 - Valores do CMA calculados com curva de aprendizado (PC com Oxi-Combustão) FC=85% e r=15%.....	291
Tabela 7-41 - Valores do LCOE calculados com curva de aprendizado (IGCC com Pré-Combustão).	293
Tabela 7-42 - Parâmetros de entrada e distribuições utilizadas (PC com Pós-Combustão)	297
Tabela 7-43 - Parâmetros de entrada e distribuições utilizadas (PC com Oxi-Combustão)	308
Tabela 7-44 - Parâmetros de entrada e distribuições utilizadas (IGCC com Pré-Combustão)..	316
Tabela 7-45 - Resumo dos casos mais importantes	323
Tabela 7-46 - Resumo da decisão de investimento	324
Tabela Anexo-47 Tecnologias disponíveis para uma usina PC no IECM	342

Símbolos: A unidade representada a seguir pode ser alterada, desde que especificada.

A: capacidade acumulada (ex: GW instalado)

P: Pressão (unid. S.I.: Pa);

T: Temperatura (unid. S.I.: K);

H: Entalpia (unid. S.I.: J)

S: Entropia (unid. S.I.: J/K)

G: Energia livre de Gibbs (unid. S.I.: J);

B: Exergia (unid. S.I.: J);

W: Trabalho (unid. S.I.: J);

Q: Calor (unid. S.I.: J);

M: Propriedade extensiva geral;

C: Custo (em \$¹);

E: Capacidade de geração elétrica anual (em TWh/ano);

Em: Emissões anuais (em t CO₂/ano);

F: Fator de Incompressibilidade do Custo (adimensional);

R: Constante universal dos gases perfeitos (8,314 J/gmol K);

N: Vazão molar (unid. S.I.: gmol/s);

MM: Massa molecular (unid. S.I.: g/gmol);

PR: Taxa de Progresso (adimensional);

LR: Taxa de Aprendizagem (adimensional);

CAE: Custo anual equivalente (em \$/ano);

CMA: Custo Marginal de Abatimento (em \$/t CO₂)

x: Fração molar na fase líquida (adimensional);

y: Fração molar na fase vapor (adimensional);

b: Índice de Aprendizagem (adimensional);

d: Taxa de Crescimento (adimensional);

f: Fugacidade (unid. S.I.: Pa);

t: tempo (unid. S.I.: s);

¹ A unidade monetária aqui indicada será geral. No texto a seguir, a unidade utilizada estará sempre indicada. Usualmente, se usará a unidade de milhões de US\$ constantes no ano indicado (ex: US\$2009).

ϕ : Coeficiente de fugacidade (adimensional);
 α : atividade (adimensional);
 μ : Tempo Médio Logístico (unid. S.I.: s);
 δ : Taxa de Redução logística (adimensional);
 φ : Coeficiente de Variação;
 LCOE: Levelized Cost of Electricity (em \$/kWh);
 N : Ano em que a planta de captura será instalada ($N \leq n$)
 VP: Valor presente (em \$);
 r : Taxa de desconto do empreendimento (adimensional);
 n : Período da análise econômica (anos);

Índices:

i : enumeração de componentes;
 nc : número total de componentes ($1 \leq i \leq nc$);
 k : enumeração de correntes de entrada;
 j : enumeração de correntes de saída;
 M_i : Propriedade do componente “ i ”;
 \overline{M} : Propriedade parcial molar;
 \underline{M} : Propriedade sobre a forma vetorial;
 \hat{M} : Propriedade de mistura;
 M_i^o : Propriedade do componente “ i ” puro;
 M^M : Propriedade de mistura;
 M_i^{ID} : Propriedade do componente “ i ” como um componente ideal;
 $M_i^{M,ID}$: Propriedade de uma mistura ideal do componente “ i ”;
 M_{Base} : Propriedade da planta Base;
 M_{Cap} : Propriedade da planta após o retrofitting da captura;
 M^{IF} : Propriedade do Investimento Fixo;
 $M^{O\&M}$: Propriedade da Operação e Manutenção;
 M_0 : Propriedade no tempo inicial;

1. Introdução

A utilização de combustíveis fósseis para geração elétrica representa mais de um terço das emissões anuais de CO₂ (Markusson, 2008). Estimativas atuais indicam que as emissões do setor de energia deverão crescer 130% até 2050, baseadas nas emissões de 2005, na ausência de políticas energéticas ou restrições ambientais para as futuras instalações a combustíveis fósseis (IEA, 2008).

Para reduzir as emissões de carbono deste setor, o desenvolvimento de tecnologias energéticas avançadas de baixo carbono deve ser acelerado, permitindo enfrentar os desafios de segurança energética, mudanças climáticas e desenvolvimento sustentável (IEA, 2009). A opção de captura e armazenamento de CO₂ (CCS) é reconhecida como uma tecnologia capaz de reduzir as emissões de gases de efeito estufa em larga escala, sendo parte importante do portfólio de alternativas necessárias para atingir reduções significativas das emissões globais (McKinsey&Co, 2008; Socolow e Pacala, 2006).

No entanto, introduzir o CCS ainda representa um grande desafio para o setor energético mundial. A Agência Internacional de Energia (IEA) estima que sejam necessários cerca de 100 projetos de demonstração em escala comercial do CCS para estimular sua aplicação no setor e garantir sua viabilidade em larga escala (IEA, 2009). Os desafios relativos à integração energética, aumento de escala e *retrofitting*² de plantas antigas somente serão enfrentados com larga experiência da tecnologia de CCS nas diversas configurações presentes no setor.

As tecnologias de remoção de CO₂ de correntes gasosas já são utilizadas no setor industrial, apesar de estarem presentes em uma escala reduzida quando comparadas com as grandes quantidades de dióxido de carbono liberadas para a atmosfera pelas termoelétricas a combustíveis fósseis, como o carvão. São identificados três tipos de tecnologias para a captura de CO₂: pós-combustão, que envolve remover o CO₂ diluído em gases exaustos de combustão; oxi-combustão, que

² Retrofitting representa adaptação da planta existente para a introdução de uma nova unidade de processamento, como no caso da unidade de captura.

envolve a queima do combustível com um ambiente enriquecido de oxigênio, gerando uma corrente concentrada de CO₂; pré-combustão, que promove a separação do CO₂ de um gás de síntese rico em hidrogênio.

Atualmente, teme-se que a perspectiva de que novas termoelétricas a combustíveis fósseis com vida útil de cerca de 30 a 40 anos, leve a uma grande quantidade de emissões de gases de efeito estufa aprisionadas ("*locked-in*") – vide IEA (2011). De forma a enfrentar esta tendência, é necessário que governos estimulem a aplicação de tecnologias que permitam o *retrofitting* da captura nos próximos anos.

Assim, existe uma possibilidade no setor elétrico mundial de exigir requisitos mínimos para novas termoelétricas, de forma que a adição da captura no futuro seja viável. Estas plantas estão sendo conhecidas ao redor do mundo como plantas "*ready*" (IEA GHG, 2006; Markusson, 2008; IEA, 2009). Exemplos de exigências "*ready*" mínimas seriam espaço disponível para os equipamentos de captura e previsão do aumento do consumo de utilidades. Existem ainda opções tecnológicas complementares, que permitiriam uma melhor adequação das plantas à captura no futuro. No entanto, é extremamente complicado um órgão regulador exigir modificações substanciais em uma planta no presente, dada à incerteza em relação ao sucesso do CCS.

Este estudo tem como objetivo analisar as perspectivas tecnológicas em relação às tecnologias de captura no futuro e determinar que modificações poderiam ser consideradas em uma planta termoelétrica de forma a torná-la "*ready*". Em seguida, será realizada uma análise financeira de diversos perfis de plantas, com diferentes níveis de adaptabilidade (*readiness*), de forma a verificar a influência destes pré-investimentos na decisão financeira pelo melhor investimento, dada a incerteza em relação à época em que a captura deverá ser adicionada.

Deve-se destacar que na literatura é comum encontrar a comparação entre uma planta termoelétrica projetada originalmente sem captura com outra planta, de potência similar, projetada originalmente com captura (Rubin et al, 2007a; Rubin, 2010; EIA, 2010; Zhai et al, 2011; IEA, 2011). No entanto, ao se verificar os detalhes de projeto das plantas, elas não são essencialmente a mesma planta. Isso é importante, no sentido em que não é possível utilizar estes dados diretamente para a análise do

retrofitting de uma planta originalmente projetada sem CCS, para incorporar esta opção no futuro.

Ademais, a maioria dos estudos considera valores estáticos e atuais (MIT, 2007; IEA GHG, 2007; NETL/DOE, 2007). Em outras palavras, são considerações para usinas baseadas em tecnologias e custos disponíveis atualmente. Portanto, é possível notar uma dificuldade de obtenção de dados na literatura para determinar a evolução dos custos das tecnologias de geração e captura de carbono no médio e longo prazo. Para suprir esta demanda, neste trabalho foram aplicados modelos de aprendizagem.

Outra limitação decorrente da análise estática é que somente é verificada a influência da introdução da captura no presente e para plantas novas (EPRI, 2004; Rubin et al, 2007a; Rubin et al, 2007b; NETL/DOE, 2008; EIA, 2010; IEA, 2011). No entanto, a dinâmica de decisão de investimento, tendo em vista que em algum momento no futuro a captura poderá ser adicionada, não foi estudada. Esta questão é especialmente relevante para as plantas *ready*, cuja conceitualização surgiu justamente para permitir a entrada futura do CCS.

Por fim, na literatura científica, é comum encontrar estudos que se baseiam em um número limitado de processos de captura. Usualmente, baseiam-se no processo de pós-combustão com MEA 30%p/p. ou Econamine FG+, e em pré-combustão com o processo Selexol (Rubin et al, 2007a; MIT, 2007; NETL/DOE, 2007; Hoffmann, 2010). Neste estudo, foi realizado um levantamento em relação ao desenvolvimento e pesquisa dos processos envolvidos na captura de CO₂, e estes foram comparados em função do afastamento em relação à energia mínima teórica exigida por estes processos. Esta análise se mostra como uma forma inovadora de avaliar estes processos.

Em relação a sua estrutura, este trabalho está dividido em oito capítulos. Este, o primeiro, apresenta a problemática e a estrutura do resto do estudo. O segundo capítulo apresenta os conceitos e tecnologias básicas que serão avaliadas neste trabalho. Além disso, é realizada uma discussão sobre conceito de planta *ready* e o estado atual e as perspectivas do setor energético, em relação à estrutura regulatória do CCS, tanto no Brasil como no resto do mundo.

No terceiro capítulo, é apresentada a metodologia utilizada, incluindo a definição do modelo de investimento considerado e os modelos de curva de aprendizado. Também é apresentada neste capítulo a metodologia de cálculo da energia mínima de captura, limitada pela termodinâmica. Por fim, este capítulo apresenta como serão realizadas as três análises financeiras: básica, dinâmica e probabilística.

Os três capítulos a seguir apresentam a mesma estrutura básica, sendo diferenciados apenas pela tecnologia estudada em cada um. Inicialmente, em cada um destes três capítulos, são apresentados o estado da arte e os esforços de P&D, e é calculada a energia mínima de separação. Além disso, são discutidos os modelos de aprendizagem tecnológica para cada tecnologia. Por fim, o *retrofitting* e as opções de investimentos *ready* são discutidas com maiores detalhes. Os capítulos 4, 5 e 6 se referem à análise da pós-combustão em uma planta PC, da oxi-combustão em uma planta PC e da pré-combustão em uma planta IGCC, respectivamente.

No sétimo capítulo, é realizada a análise financeira. Inicialmente, são apresentadas diversas opções de investimento, que variam na tecnologia de geração, na tecnologia de captura e nos diferentes níveis de *readiness*. A análise financeira básica, estática, consiste na análise do impacto da variação do ano do *retrofitting* da captura na decisão de investimento. A análise financeira dinâmica, como será explicado mais adiante, compreende a análise básica, mas com o emprego dos modelos de aprendizado levantados para cada tecnologia. Já a análise financeira probabilística procura verificar como a variabilidade e as incertezas em relação aos dados de entrada das análises anteriores podem afetar os resultados do modelo e, por consequência, a decisão de investimento. A partir das três análises, é possível verificar as condições para quais os pré-investimentos *ready* são vantajosos para tornar adaptáveis as plantas termoelétricas.

Por último, o capítulo 8 apresenta as principais conclusões deste trabalho, tanto com respeito aos casos e análises financeiras realizadas, mas também acerca do próprio conceito de planta *ready* e sua relevância no setor elétrico. Por fim, são sugeridos temas a serem estudados em trabalhos futuros, que derivam de forma direta ou indireta deste trabalho.

2. Conceitos Básicos e Situação Atual do CCS *Ready*

Neste capítulo serão apresentadas as definições básicas da terminologia “planta *ready*” e os principais conceitos utilizados deste ponto em diante no trabalho. Também será discutida a relevância do tema na literatura e na conjuntura internacional, as dificuldades regulatórias identificadas e a aplicação em nível nacional.

2.1. Tecnologias de Geração Termoelétrica

Dentro do contexto de captura de carbono na geração elétrica e das exigências em relação à adaptabilidade de plantas comerciais para sua implantação, existe um número limitado de tecnologias a serem consideradas. Desta forma, é possível identificar três conjuntos de tecnologias, que não só englobam a maioria das usinas termoelétricas no mundo, como também são os principais focos de desenvolvimento e pesquisa de captura de CO₂ (IEA GHG, 2006; MIT, 2007; IEA; 2008; IEA; 2009).

2.1.1. Carvão Pulverizado (*Pulverized Coal - PC*)

No mundo inteiro, a tecnologia mais aplicada para a conversão térmica do carvão é a combustão de carvão pulverizado (PC) (MIT, 2007). Nessa configuração, o combustível é queimado com o ar em uma caldeira para produzir vapor, que movimenta uma turbina para gerar eletricidade. O carvão bruto é moído até a consistência de pó fino e segue para a caldeira por transporte pneumático com uma corrente de ar pré-aquecida. O gás de exaustão da caldeira se encontra próximo da pressão atmosférica e é constituído, principalmente, por N₂, H₂O e CO₂ (MIT, 2007). Usualmente o CO₂ apresenta uma concentração de 10% a 15 % v/v (Liu e Gallagher, 2010).

As termoelétricas que se baseiam no ciclo Rankine podem ser classificadas em três configurações: ciclos a vapor subcríticos (SubPC), supercríticos (SCPC) e ultra

supercríticos (USCPC). As denominações dizem respeito às condições de projeto do ciclo a vapor.

O sistema subcrítico é a tecnologia mais convencional. Seu ciclo a vapor opera com pressões de vapor abaixo de 22 MPa e as temperaturas podem atingir aproximadamente 550° C. A eficiência de geração de unidades subcríticas se encontra numa faixa de 33% a 37% (PCS)³ (MIT, 2007).

A eficiência de geração pode ser aumentada consideravelmente ao projetar os equipamentos do ciclo a vapor para a operação com pressões e temperaturas maiores, que levam a condições supercríticas no ciclo a vapor, provocando o aumento da variação de entalpia na turbina, por consequência a geração de trabalho. Em plantas supercríticas, as eficiências de geração se encontram na faixa de 37% a 40% (PCS). Plantas no estado da arte da tecnologia operam com pressões de cerca de 24,3 MPa e 565 °C no ciclo de vapor (MIT, 2007).

A partir do desenvolvimento de novos materiais, as faixas de pressão e temperatura de operação podem ser expandidas. O setor elétrico, em especial na Europa e no Japão, se aproveita desse desenvolvimento para operar o ciclo a vapor em condições ainda mais severas que o SCPC. Condições acima de 565 °C são referidas na literatura como "ultra supercríticas". Diversas plantas USCPC, que operam com pressões de até 32 MPa e temperaturas até 600/610°C, foram instaladas recentemente na Europa e no Japão. Nesta configuração, a eficiência pode alcançar a faixa de 44 a 46% (PCS) (MIT, 2007).

A disponibilidade operacional das novas unidades que utilizam as configurações SCPC e USCPC é comparável às de plantas convencionais (SubPC), embora ainda haja necessidade de avanços para a redução do custo de construção, montagem e manutenção. Com o avanço do desenvolvimento de novos materiais, espera-se atingir ciclos que operem com pressões até cerca de 40 MPa e temperaturas em torno de 720°C (MIT, 2007). As plantas mais modernas alcançam capacidades acima de 1 GW (Liu e Gallagher, 2010).

³ Poder calorífico superior

Plantas modernas incluem, normalmente, instalações de tratamento para o gás de exaustão, necessárias para atender às restrições ambientais. Trata-se de instalações para a redução de óxidos de enxofre e nitrogênio e material particulado.

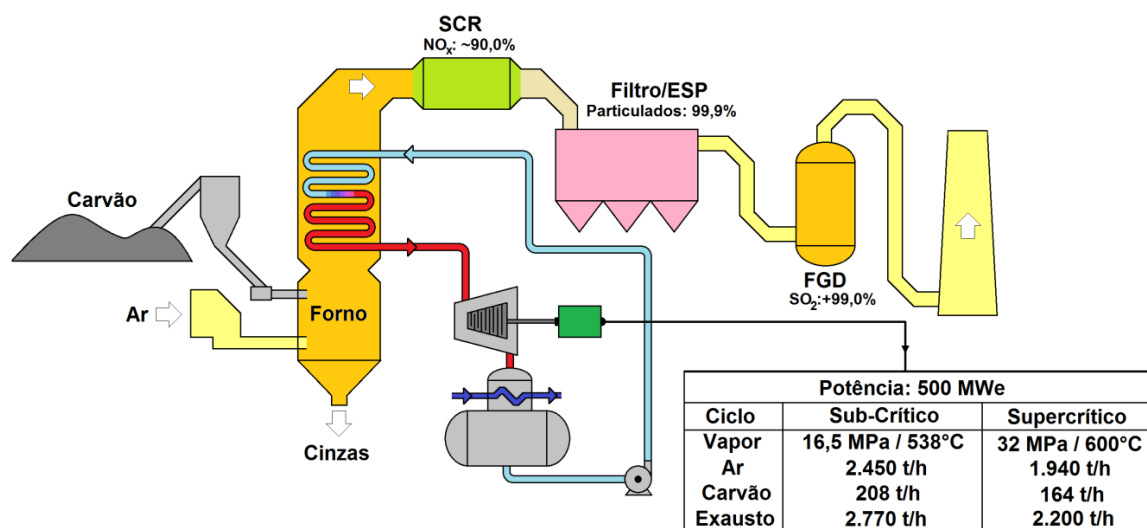


Figura 2-1 - Diagrama esquemático de uma planta PC de 500 MW

Fonte:Elaboração própria adaptado de MIT (2007)

Uma tecnologia alternativa à combustão convencional de carvão pulverizado que vem ganhando certo destaque na literatura é a combustão em leito fluidizado. O leito consiste tipicamente de calcário, que é fluidizado com ar injetado no fundo do reator. Através da fluidização, as partículas de combustível se espalham rapidamente no leito. Isto permite o aquecimento rápido acima da temperatura de ignição do combustível. Todavia a temperatura pode ser facilmente controlada através da quantidade de ar que entra no reator. A tecnologia do leito fluidizado permite que o tempo de retenção de cada partícula se adapte ao seu tamanho e que se atinjam boas taxas de conversão. A configuração do reator pode ser observado na Figura 2-2.

Para a combustão de carvão de baixa qualidade (alto teor de cinzas e umidade, baixo poder calorífico, baixo teor de voláteis), essa tecnologia é mais adequada que a tecnologia convencional (Hoffmann, 2010). As temperaturas de operação permanecem geralmente abaixo das temperaturas em plantas convencionais. O ciclo a vapor pode

ser sub e supercrítico e a eficiência de geração é parecida à da combustão convencional.

A escala típica de plantas de leito fluidizado é de 150 a 300 MW (Oka, 2004). Plantas de maior escala se encontram em fase de demonstração. Em 2009, por exemplo, foi instalada uma planta de 460 MW em Lagisza, Polônia (Spliethoff, 2010) .

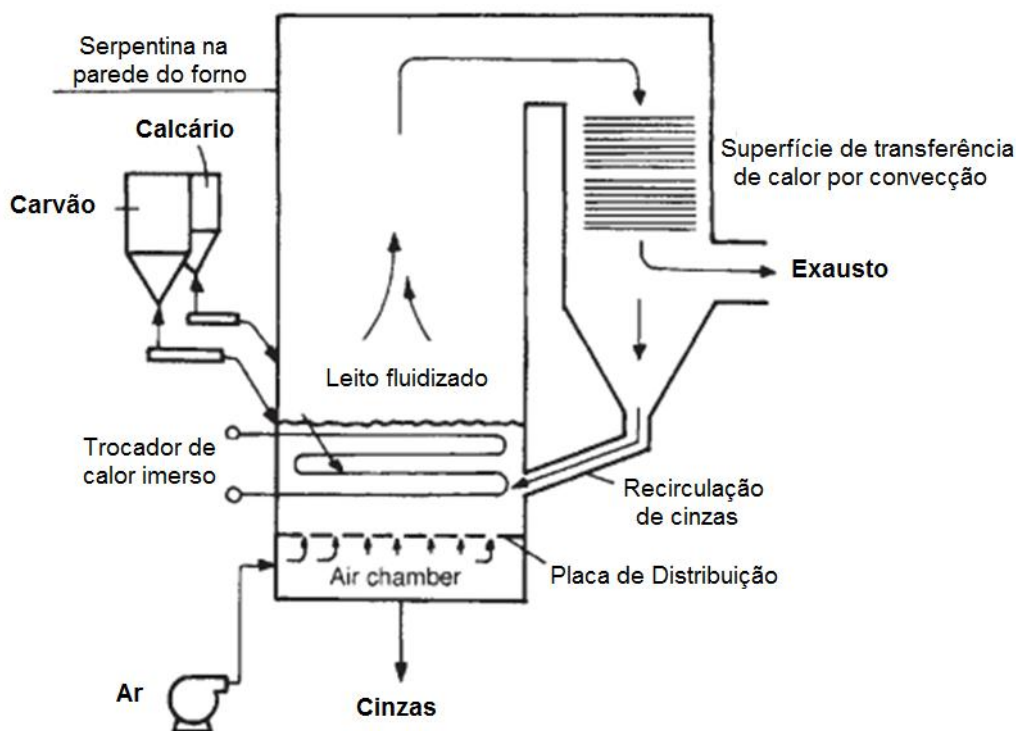


Figura 2-2 - Reator de leito fluidizado circulante

Fonte: Adaptado de Oka (2004)

As principais vantagens dessa tecnologia é a possibilidade de processar combustíveis de baixa qualidade,⁴ a baixa formação de NO_x devido à baixa temperatura e a possibilidade de remover SO_x dentro do leito fluidizado através da reação com CaO e O_2 para formar CaSO_4 (MIT, 2007).

Vale notar que o parque termelétrico a carvão existente é constituído principalmente de plantas subcríticas de carvão pulverizado. Isto se deve à intensa

⁴ A aplicação do material inerte do leito e da fluidização do mesmo permitem usar combustíveis heterogêneos e de baixo poder calorífico, características que a alta capacidade térmica do leito contrabalança. Altos teores de cinzas não interferem no funcionamento do leito.

introdução desta tecnologia nos anos 1990, mesmo que sua primeira comercialização tenha acontecido nos anos 70 (MIT, 2007). Como usinas termoeletricas (UTE) apresentam uma vida operacional que pode chegar aos 60 anos (Sekar et al, 2007), a introdução dessas plantas mais eficientes ocorre muito devagar.

Por exemplo, em 2008 o parque termoeletrico norte americano possuía 14% de plantas supercríticas. Entre as plantas recentemente instaladas, esta proporção cresce bastante: 55% das plantas dentre as 10% mais novas, eram plantas supercríticas (Nichols, 2008). Na China, graças ao acelerado crescimento durante a última década, as tecnologias supercríticas e ultra-supercríticas apresentam maior relevância. No final de 2008, já havia 90 GW de plantas supercríticas e 11,2 GW de plantas ultra supercríticas em operação, e outros 100 GW de plantas super ou ultra supercríticas estão em fase de construção (Liu e Gallagher, 2010).

2.1.2.IGCC (*Integrated Gasification Combined Cycle*)

O Ciclo Combinado com Gasificação Integrada (*Integrated Gasification Combined Cycle*, ou IGCC) vem se desenvolvendo a partir da combinação de duas tecnologias: a geração de energia em ciclo combinado e a gaseificação de combustíveis sólidos ou líquidos. A geração em ciclo combinado se destaca por sua alta eficiência (Hoffmann, 2010).

A gasificação do carvão oferece a possibilidade de aproveitamento da alta eficiência da tecnologia do ciclo combinado e ao mesmo tempo utiliza um combustível com reservas consideráveis nos principais mercados consumidores, de preço baixo e estável. Ademais, a gasificação não se restringe à utilização do carvão, mas se aplica a vários outros combustíveis sólidos e líquidos de baixo valor tais como biomassa, coque de petróleo e resíduos de refinaria.

Em plantas IGCC (*Integrated Gasification Combined Cycle*), o combustível fóssil é primeiramente convertido em gás de síntese. Este é queimado em turbinas a gás, que são integradas num ciclo combinado. Devido à aplicação do ciclo combinado, obtém-se um aumento considerável na eficiência da planta, usualmente entre 12 e

24% (IECM). Porém, este aumento é contrabalançado pela perda de eficiência devido ao processo da gasificação. Em plantas de porte industrial foram atingidas eficiências nominais de até 40% (Maurstad apud Hoffman, 2010).

A Figura 2-3 representa o esquema de uma planta típica de IGCC a carvão, com gasificador de leito de arraste. O carvão é alimentado em forma pulverizada no gasificador, onde é parcialmente oxidado a temperaturas de até 1500°C e sob pressões de até 80 bar (Maurstad apud Hoffmann, 2010). A maioria das plantas instaladas utiliza oxigênio como oxidante, o que leva à necessidade de adição de uma unidade de separação de ar (*Air Separation Unit*, ou ASU). Comparado com processos de oxidação, que serão apresentados mais adiante, o consumo de oxigênio é consideravelmente mais baixo. As unidades de processos marcadas na figura indicam as instalações que pertencem à gasificação e purificação do gás de síntese. Esse esquema destaca a complexidade da instalação da gasificação.

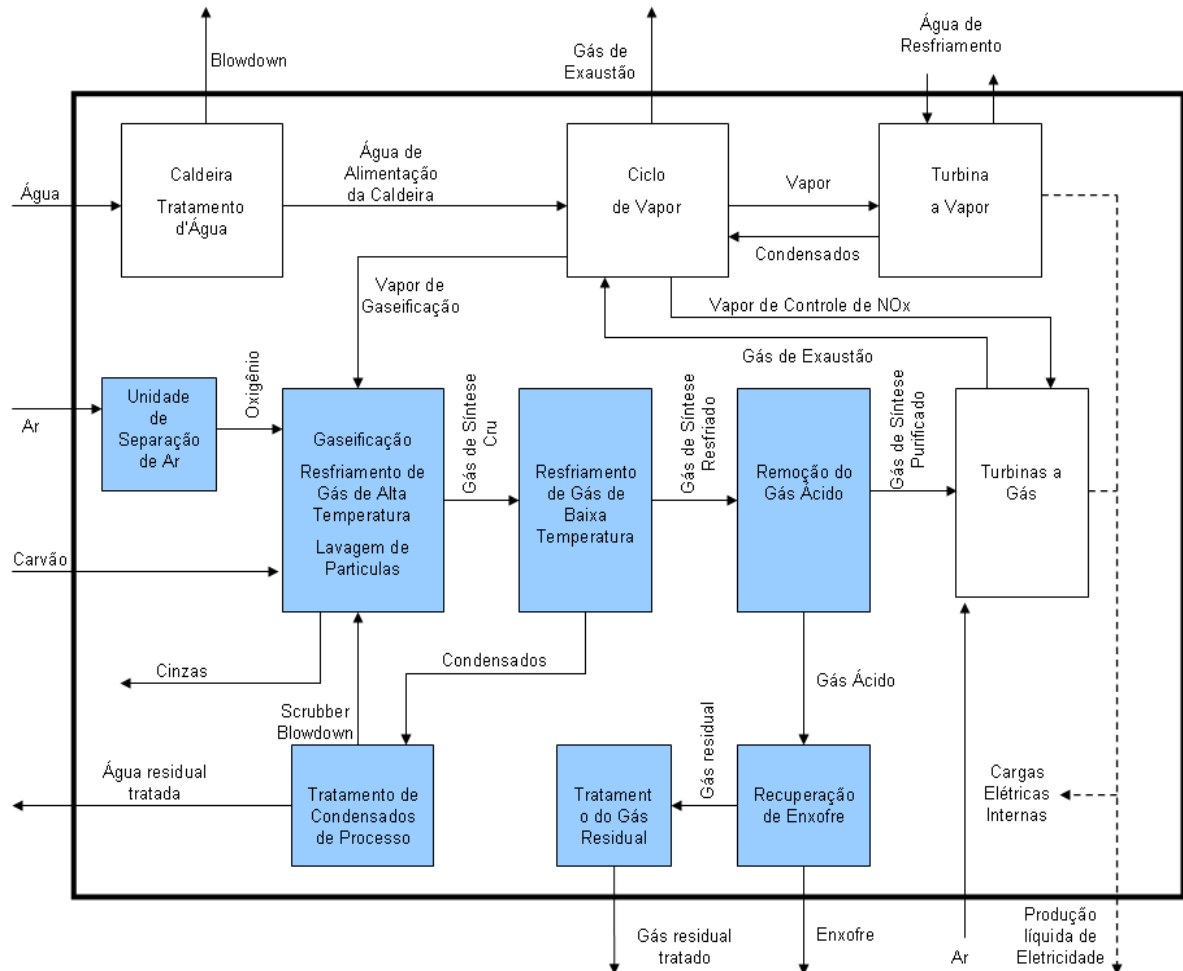


Figura 2-3 Esquema geral de uma planta IGCC

Fonte: Hoffmann, 2010

Após a gasificação, o gás de síntese é resfriado até temperaturas ambiente para poder passar pelas unidades de purificação, onde os contaminantes típicos como compostos de enxofre, nitrogênio e mercúrio, são retirados.

Devido à sua complexidade, IGCC não se mostra competitivo em custos com alternativas de geração convencional a carvão ou a gás natural (Hoffmann, 2010). O atual interesse em IGCC aumenta, porém, por causa da sua maior aptidão para adicionar sistemas de captura de carbono, como será explicado em maiores detalhes no capítulo 6.

2.1.3.NGCC (*Natural Gas Combined Cycle*)

O NGCC segue os mesmos conceitos apresentados no IGCC, isto é, também é um ciclo combinado. A principal diferença neste sistema é que o combustível a ser queimado é o gás natural. O sistema é composto por um ciclo Brayton a gás natural, com aproveitamento do calor residual do exausto da turbina a gás em um recuperador de calor (*Heat Recovery Steam Generator*, ou HRSG). O vapor gerado alimenta uma ou mais turbinas a vapor, complementando a geração elétrica da turbina a gás. A Figura 2-4 apresenta um diagrama esquemático desta tecnologia.

A principal vantagem desta configuração é o aumento de eficiência, comparado aos sistemas de turbina a gás convencionais, sem o aporte de mais combustível. A eficiência do NGCC pode atingir até cerca de 60%, sendo mais comuns valores próximos de 50% (PCS). Outra vantagem é que, comparado com uma planta PC de porte semelhante, o NGCC apresenta uma menor emissão específica de CO₂ (IEA, 2008).

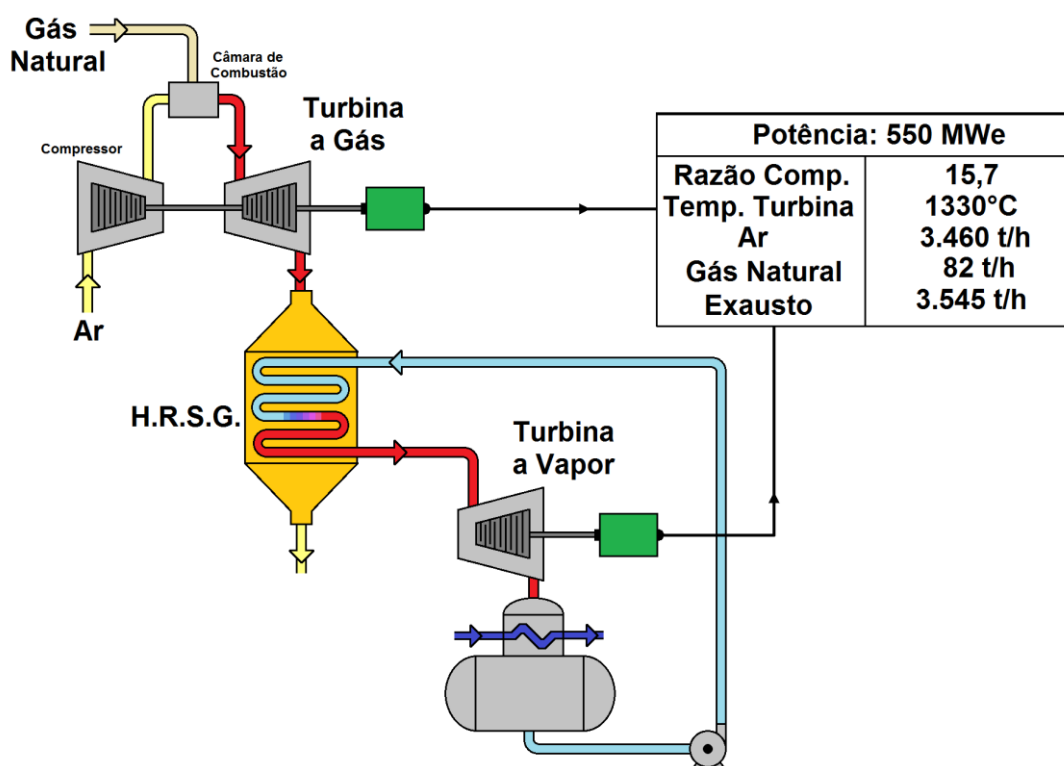


Figura 2-4 Diagrama esquemático de uma planta NGCC de 500 MW

Fonte: Elaboração própria baseado em dados do IECM

A eficiência de plantas NGCC tem aumentado nos últimos anos devido ao desenvolvimento da tecnologia de turbinas a gás, tanto em novos materiais quanto em sistemas de resfriamento, que permitem o aumento da temperatura de queima e razão de compressão. Estima-se que reduções de até 6% nas emissões específicas de CO₂ possam ser atingidas com turbinas avançadas (IEA; 2008).

Os esforços de pesquisa e desenvolvimento de turbinas a gás buscam atingir temperaturas ainda maiores de queima e aproveitamento do calor residual, evitando também o aumento de formação de NO_x. Para isso, existe a possibilidade de serem introduzidos catalisadores na câmara de combustão. Outros esforços identificados estão na redução do número de estágios do compressor/turbina e novos sistemas de resfriamento de pás (Rubin et al, 2007; IEA, 2008; GE, 2009).

Durante os anos 1990, o número de usinas elétricas de gás natural em ciclo combinado instaladas aumentou significativamente. Usinas a gás, até então operando em ciclo simples, atendiam normalmente somente a demanda de carga de pico, sendo que elas possuíam custo de investimento relativamente baixo e, devido ao preço do gás natural, alto custo de operação. Usinas em ciclo combinado, graças à maior eficiência termodinâmica, conseguem também ser competitivas no atendimento de carga de base e semi-base (Hoffmann, 2010).

2.2. Tecnologias de Captura de Carbono

Os principais métodos de captura aplicados às tecnologias apresentadas anteriormente podem ser categorizadas em três conjuntos. A definição de cada um destes conjuntos de tecnologias será apresentada a seguir.

2.2.1. Pós-Combustão

A captura na pós-combustão pode ser vista como um processo *add-on* à planta de geração de energia elétrica e configura um caso bastante similar a outros tratamentos de gás que podem já estar presentes na planta, como a dessulfurização.

Essa característica faz com que o processo de pós-combustão seja o mais adequado para ser implantado em usinas existentes e seja uma rota de captura com potencial de aplicação à captura de CO₂ no curto e médio prazo.

O CO₂ é removido de uma mistura composta majoritariamente de N₂, mas as impurezas presentes nos gases de combustão (SO_x, NO_x, oxigênio e particulados) também precisam ser levadas em consideração. O CO₂ está presente em baixas concentrações e a baixa pressão, o que determina um grande volume de gás a ser tratado. A necessidade de tratamento de um volume maior de gases leva à utilização de equipamentos maiores, a um maior custo da unidade de captura e a um maior consumo de energia (Olajire, 2010).

Pode-se perceber que estes processos de captura são adequados às tecnologias PC e NGCC. No capítulo 4, será abordado com maiores detalhes o estado da arte dos processos de pós-combustão, seus impactos na usina e as perspectivas tecnológicas de curto e longo prazo.

2.2.2.Oxi-combustão (*Oxyfuel* ou *Oxycombustion*)

A oxi-combustão se baseia na queima do combustível com oxigênio (ou até mesmo ar rico em oxigênio) como agente oxidante, ao invés de ar. Existem duas vantagens neste processo, a primeira é que a remoção do nitrogênio (constituente de maior proporção no ar) promove uma redução considerável no fluxo de massa do exausto a ser tratado. Consequentemente, o exausto é enriquecido em CO₂, o que facilita o processo de purificação.

A segunda vantagem é que, além de possuir uma concentração mais rica em CO₂, o restante do exausto é composto majoritariamente de água, resultante do processo de combustão. Por este motivo, a separação do dióxido de carbono é extremamente simplificada, sendo necessária apenas a condensação da água e, eventualmente, uma etapa de purificação da corrente rica em CO₂, dependendo da aplicação.

No entanto, também podem ser identificadas duas dificuldades iniciais em relação a este processo. Obviamente, o processo de separação do oxigênio do ar envolve custo de capital e operacional (consumo energético) para a usina. Como será apresentado no capítulo 5, os processos de separação de ar disponíveis em larga escala atualmente implicariam em uma penalidade energética muito grande à planta, reduzindo sua eficiência. Apenas para comparação, uma planta IGCC de 640 MW com captura necessitaria de aproximadamente 200 t/h de oxigênio, enquanto que uma planta oxi-combustível em ciclo subcrítico requereria um valor próximo de 500 t/h⁵.

Outra desvantagem deste processo representa na verdade uma limitação tecnológica acerca dos materiais para os internos de forno e equipamentos, que não suportam o aumento da temperatura em resposta à queima com oxigênio concentrado. Uma solução, enquanto o desenvolvimento e pesquisa de novos materiais não fornece uma solução definitiva, é o reciclo da corrente rica em CO₂, após a condensação da água, para o forno (IEA GHG, 2006). O CO₂ age como um diluente térmico, diminuindo a temperatura e, além de manter altas pressões parciais de carbono, diferentemente do uso de N₂ como diluente, ajuda a inibir a formação de contaminantes de nitrogênio e enxofre.

2.2.3. Pré-Combustão

Aplicável ao processo de gasificação, os sistemas de captura pré-combustão, como o nome indica, promovem a captura do carbono antes da sua combustão. Como já foi apresentado anteriormente, na gasificação o combustível é convertido em gás de síntese, uma mistura majoritariamente de H₂, CO e CO₂. O processo de pré-combustão visa a remoção do CO₂ do gás de síntese, enquanto que a mistura rica em hidrogênio segue para ser queimada na turbina a gás. Para evitar a formação de CO₂ pela queima do CO é usual se utilizar da conversão de *Shift*, em que o monóxido de carbono reage com água, formando dióxido de carbono e mais hidrogênio.

⁵ Cálculo efetuado com dados obtidos pelo IECM.

A remoção de CO₂ em sistemas pré-combustão apresenta algumas vantagens em relação a sistemas pós-combustão: a corrente de gás de síntese possui um volume muito menor, devido à alta pressão, e apresenta pressões parciais de CO₂ mais altas do que as de uma corrente de exaustão convencional.

Portanto, o consumo interno de energia devido à captura de carbono e o tamanho das instalações se tornam menores em plantas de IGCC. Análogo à remoção de CO₂, a remoção de compostos de enxofre antes da combustão também é mais econômica que após a combustão. Os detalhes em relação às tecnologias de pré-combustão aplicadas às unidades de IGCC serão abordados no capítulo 6.

2.3. Conceito de Plantas Ready

Nos últimos anos, a preocupação com a importância da redução das emissões de gases de efeito estufa (GEE) do setor energético aumentou muito, principalmente na Europa, onde se identificou que a manutenção da utilização de combustíveis fósseis só poderá ocorrer se houver uma grande redução nas emissões de GEE (Markusson e Hazeldine, 2010). No entanto, apesar desta perspectiva, a tendência de novos investimentos do setor indica o crescimento da participação de carvão e gás natural na matriz energética mundial (IEA, 2008). Neste sentido, a captura e seqüestro de carbono (CCS) representa um fator determinante para a mitigação de emissões e manutenção das atuais tendências de evolução das fontes de energia.

Como a viabilidade econômica de um projeto comercial integrado de CCS em uma usina termoeletrica ainda não foi comprovada foi criado o conceito das plantas "*Capture Ready*" (ou *CCS Ready*, CCSR). A regulação inglesa utiliza o conceito de plantas CCSR como uma exigência às novas usinas desde 2006, apesar de ter revisado sua definição em 2009 (Markusson e Hazeldine, 2010).

A principal motivação para a criação de uma planta *capture ready* é facilitar a introdução da captura de dióxido de carbono no setor de geração elétrica em um futuro próximo, evitando penalidades e aprisionamento tecnológico, promovendo também a redução de custos e o desenvolvimento tecnológico. A Tabela 2-1 apresenta

algumas definições de plantas *ready* encontradas na literatura. O primeiro exemplo representa o que seria o requisito mínimo: espaço físico no local da usina para a localização da planta de captura. O segundo exemplo vai além, ao exigir espaço para a captura e compressão, além de incluir as considerações de transporte e armazenamento. Um fator adicional importante é a necessidade de comprovação de estudos que comprovem a viabilidade de implantação. Desta forma, se procura especificar um requisito processual, visando atingir um padrão de oferta de conhecimentos e informações, ao invés de apenas uma exigência física (Markusson e Hazeldine, 2010).

Tabela 2-1 Definições de Plantas *Ready*

Nº	Descrição	Origem
1	O layout do projeto deve permitir a instalação da planta em questão, conforme pode ser exigido para garantir a prevenção da liberação de carbono e seus compostos na atmosfera.	DBERR, 2007
2	Garantir que o projeto possua espaço adequado no local para a instalação dos equipamentos necessários para a captura e compressão do CO ₂ e a disponibilidade de locais de armazenamento, estrutura de transporte adequada e a viabilidade técnica de <i>retrofitting</i> de captura tenham sido avaliadas.	EC, 2008
3	Uma planta pode ser considerada “ <i>ready</i> ” se, em algum momento no futuro, ela estiver apta ao retrofitting para o CCS e ainda possuir condições econômicas de operação.	Bohm et al., 2007
4	<p>Uma planta <i>ready</i> é aquela que poderá adicionar a captura quando os agentes reguladores e incentivos econômicos necessários estiverem em execução. O objetivo da construção de plantas <i>ready</i> é reduzir o risco de recursos imobilizados e aprisionamento tecnológico.</p> <p>Os desenvolvedores de plantas “<i>capture ready</i>” são responsáveis pela garantia de que todos os fatores em seu controle que poderão impedir a instalação e operação da captura de carbono foram identificados e eliminados. Isto poderá incluir:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Estudo de opções de <i>retrofitting</i> de captura e potenciais pré-investimentos; - Adição de área suficiente e pontos de acesso para as estruturas e equipamentos necessários; - Identificação de rotas razoáveis para o armazenamento do CO₂. <p>As autoridades competentes envolvidas na permissão de novas plantas devem ser supridas com informações suficientes para analisar se o desenvolvedor cumpriu todas as exigências.</p>	IEA GHG, 2007

Fonte: Adaptado de Markusson e Hazeldine (2010)

O terceiro exemplo representa uma definição em que critérios econômicos começam a ser levados em consideração, além dos demais requisitos físicos. O último exemplo adiciona o papel da regulação e a prestação de informação aos reguladores.

Além disso, esta definição procura determinar os limites de responsabilidades dos operadores apenas nos fatores conhecidos ou que estariam dentro do controle deles.

Estes exemplos mostram as diversas variações nas definições, mas também nos tipos de critérios utilizados: físicos, processuais e contextuais. Estes exemplos resumem a essência do *capture ready*.

O IChemE (Minchener, 2007) sugere que, uma vez conhecida a existência de solventes que capturam o CO₂ de gases de exaustão, seria possível, a princípio, adicionar a etapa de captura em qualquer usina termoelétrica, sendo o único fator condicionante o custo relacionado. No entanto, esta afirmação não leva em consideração as diferentes capacidades de adição da captura, tanto em termos de viabilidade técnica como econômica. Como foi mencionado anteriormente, a viabilidade de grandes projetos de captura ainda não foi comprovada. Da mesma forma, a dificuldade de adaptação à captura também depende do projeto da usina.

A maioria dos estudos sobre *capture ready*, principalmente nos EUA, se resume às plantas IGCC (IEA, 2007). Isso se deve ao fato de que, de certa forma, a tecnologia IGCC pode ser considerada um pré-investimento que reduziria os custos relacionados à adição de captura, como foi mencionado na seção anterior e será mais bem detalhado no capítulo 6.

Bohm et al (Bohm et al apud IEA, 2007) comentam que o conceito de *capture ready* não é necessariamente um projeto específico, mas um conjunto de investimentos e considerações de projetos que podem ser realizados durante o projeto e construção de uma planta. Além de considerações referentes a espaço e acesso necessários, muito ainda se discute se determinados pré-investimentos na época da construção provocariam uma redução no custo de adicionar a planta de captura.

Logo, é evidente que se torna inevitável a adição de critérios econômicos na análise em relação às plantas *ready*. O *retrofitting* da captura, a um alto custo, pode não ser a opção de abatimento mais econômica em algum momento e pode ser muito difícil de impor através de instrumentos regulatórios. A inclusão de critérios econômicos pode tornar a regulação de CCS mais robusta, embora introduza novas incertezas (Markusson e Hazeldine, 2010).

Existem diferentes níveis de modificações a serem feitas em uma planta, dependendo da tecnologia, para torná-la *ready* (Bohm et al, 2007; IEA, 2007). Elas podem ser mais ou menos radicais, e por consequência, em níveis de investimento diferentes. As variações podem variar desde a previsão de espaço para tubulações futuras como modificações tecnológicas mais significativas, com a escolha da turbina que se adeque à queima de uma corrente mais rica em hidrogênio.

A IEA (IEA GHG apud Markusson e Hazldine, 2010) promove a diferenciação entre investimentos "essenciais e ideais", mas não fornece um critério para a classificação. Este parece ser o problema mais significativo para a elaboração de uma regulação de *capture ready*, pois esta seria a definição básica. Ainda, isso representa uma dificuldade regulatória, pois uma regulação mais exigente não representaria obrigatoriamente uma regulação mais eficiente. As modificações para plantas *ready* podem evoluir com o avanço tecnológico, gerando um risco de tornar determinados pré-investimentos obsoletos ou contra produtivos, além de representar um risco financeiro.

Fica evidente a necessidade de se especificar os níveis de modificações a serem realizadas no projeto para balancear os riscos tecnológicos, financeiros e ambientais. Ainda existe muita incerteza associada a estes fatores, principalmente porque a própria exigência de "*readiness*" não seria uma garantia que o retrofitting seria viável (Markusson e Hazeldine, 2010). É possível citar o caso do IGCC, em que a tecnologia já é associada como uma opção *ready*, mas a tecnologia ainda não foi comprovada comercialmente de forma extensiva.

Uma das questões centrais sobre as plantas *ready* está na possibilidade de redução de investimentos e de aprisionamento tecnológico no futuro, quando deverá ser instalado o CCS. Diversas incertezas sobre a própria exigência regulatória e avanços tecnológicos, que poderão modificar o perfil econômico destes investimentos, dificultam uma definição do nível de aptidão ao CCS preparo que estas novas usinas deverão possuir. Além disso, caso o CCS não se mostre viável, os pré-investimentos exigidos poderão se tornar custos irreversíveis para os investidores (Markusson, 2008).

De forma simplificada, existem diversas motivações para justificar as exigências de que novas plantas se adaptem ao conceito de CCSR, como:

- Estratégia regulatória de longo prazo, possibilitando que no futuro a regulação possa exigir o sequestro de carbono, tanto nas usinas construídas como nas novas usinas;
- Estratégia de investimento, visto que a adaptação para o CCS pode ocorrer de forma gradativa, com uma sequência de investimentos durante o tempo de vida útil da planta, de forma a minimizar o custo de investimento para os investidores;
- Incentivo tecnológico, pois exigir o *capture ready* pode ser uma forma de garantir o sucesso do CCS, ao adiar a obrigatoriedade da redução de emissões, provendo mais tempo para o desenvolvimento completo da tecnologia.

2.4. Revisão sobre a Regulação de CCS

2.4.1. Regulações Existentes

A introdução do conceito de plantas *ready* já é utilizada no Reino Unido desde 2006, onde são exigidos critérios de "*capture ready*" para a licença de novos investimentos a combustíveis fósseis do setor elétrico. Nas licenças liberadas no período entre 2006 e 2007, as exigências sobre *readiness* foram feitas em termos simples e gerais, e não evoluíram de forma sempre consistente. Novas termoeletricas a gás em 2009 tiveram que prever espaço adicional como uma medida "*ready*", enquanto que à usina de cogeração Seal Sands, licenciada em 2008, não foi exigido fazer o mesmo (Markusson e Hazeldine, 2010). Aparentemente, apenas as novas termoeletricas a gás parecem ter sido alvo dos requisitos regulatórios.

O desenvolvimento da política britânica está muito associado à evolução da política europeia. Em dezembro de 2008, a União Europeia, através de seu parlamento, decidiu os requisitos mínimos para a definição de uma planta *ready*. Neste momento, o governo britânico reconheceu sua incapacidade de definir com maior clareza estes requisitos, e reviu sua regulação em 2009 (Markusson e Hazeldine, 2010). Os novos critérios incluem análises de viabilidade técnicas de *retrofitting* e

transporte, a identificação de áreas para o armazenamento geológico e disponibilização de área no terreno da planta para as estruturas e equipamentos relacionados à captura.

A União Europeia recomenda que todas as novas usinas termoeletricas devam ser *ready* até o final desta década, e sugere que até 2020 o setor elétrico seja constituído de plantas com emissão "quase zero", isto é, que até 2020 todas as plantas deverão ter sofrido *retrofitting* para a captura (IEA, 2007).

Além de se adequar à política europeia, o governo britânico relata que a introdução de uma política de plantas *ready* é um estágio preliminar necessário para se alcançar o CCS. Neste sentido, está sendo considerado que as novas plantas termoeletricas terão, dentro de seu horizonte de tempo, que se adaptar ao CCS, e que uma medida *ready* seria o caminho para evitar barreiras técnicas, econômicas e regulatórias.

O desenvolvimento de um aparato legal e regulatório deve ser realizado com o conhecimento pleno das leis existentes relevantes, pois o CCS pode ser mais facilmente regulado pela modificação de estruturas existentes, ao invés da elaboração de aparatos completamente novos. Em geral, isso pode ocorrer em conjunto com as jurisdições referentes ao setor de petróleo e gás, como foi realizado no Canadá e a Noruega (IEA, 2007).

As regulações norueguesas de petróleo e controle de poluição existente englobam dois dos cinco maiores investimentos de CCS em larga escala, os projetos de Spleiner e Snøhvit, em operação desde 1996 e 2007, respectivamente. O desenvolvimento das legislações em relação ao armazenamento e transporte de CO₂ continuam a se basear em regulações existentes do setor de petróleo.

Na Austrália, as leis federais sobre CCS também se baseiam nas regulações de petróleo e gás. Na Espanha, no entanto, o desenvolvimento desta regulação foi alinhado às leis relacionadas à mineração. Outro país que também começou a introduzir o conceito "*ready*" para novas usinas foi a África do Sul, ao exigir requisitos mínimos ao projeto da usina Kusile (IEA, 2010).

Além do Reino Unido, o único outro país que parece possuir uma política em relação às plantas *ready*, é o Canadá, onde o quadro regulatório relacionado com

emissões de gases do efeito estufa inclui regras especiais para novas plantas, embora a definição de *ready* ainda não tenha sido completamente detalhada. No Canadá, onde as regulações vigentes de petróleo e gás são os agentes para se formar uma base para o futuro do CCS, foram identificadas questões legais e regulamentares sobre a forma de colmatar as lacunas dos quadros federal e provincial (IEA, 2010).

Enquanto os governos estão preparando as regulações e incentivos necessários para incentivar projetos de CCS em larga escala, a consideração de construção de plantas *ready* pode ser um fator vital para o sucesso de tais políticas.

2.4.2. Tendências em outros países

Até o momento, as questões sobre CCS têm se concentrado nos países desenvolvidos, onde a maior parte das atividades relacionadas à CCS está sendo realizada. No entanto, os cenários globais de mitigações de emissão enfatizam a posição determinante das economias em desenvolvimento. Por exemplo, a projeção da Agência Internacional de Energia (IEA, 2009) relata a redução de um quinto das emissões globais até 2050 através de cerca 3400 instalações globais de CCS, com um número crescente em relação à participação dos países em desenvolvimento (Román, 2011). O custo total associado a estas reduções estão estimados em 56 bilhões de dólares por ano para países desenvolvidos, e cerca de 2,5 bilhões para países em desenvolvimento (Román, 2011).

No entanto, já existem esforços em projetos de CCS em ação nestes países. O principal deles seria o projeto In Salah, na Argélia. Além disso, em 2005 a China criou, em conjunto com o Reino Unido e a União Europeia, o "Near Zero Emission Coal Project" (NZEC), que pretende introduzir o CCS na China. Malásia, Indonésia, África do Sul e diversos países do oriente médio também têm demonstrado um crescente interesse no desenvolvimento destas tecnologias. Na América do Sul, o Brasil iniciou uma série de projetos de capacitação técnica, incluindo dois projetos de armazenamento geológico on-shore (Román, 2011).

Conforme foi mencionado, a África do Sul também tem se mobilizado em termos de desenvolver o CCS, a começar pelo "*South African CCS Roadmap*" (IEA, 2010), elaborado em 2004 e constituído de cinco etapas. A primeira etapa apresentou o cenário atual do país, que possui uma emissão de mais de 400 milhões de toneladas de CO₂ por ano, em que se estima que 60% sejam passíveis de captura. Em particular, destaca-se o potencial das correntes concentradas das plantas de gasificação da Sasol. Também foi destacado o potencial da utilização de minas não mais utilizadas, como minas de ouro, para seqüestro geológico, apesar da baixa porosidade e permeabilidade.

A segunda etapa incluiu a construção do Centro de CCS (SACCSC), no início de 2009, a elaboração do South African CCS Conference, em outubro de 2009 e o desenvolvimento de um atlas de potencial armazenamento, ainda não divulgado. Nesta etapa, ainda em execução, serão identificados, discutidos e quantificados os potenciais de captura e armazenamento do país com maiores detalhes.

A terceira etapa propõe o primeiro teste de injeção em 2016, em local ainda não selecionado, e a verificação da regulação existente. O quarto estágio está relacionado à comprovação de um projeto completamente integrado até 2020. A última etapa propõe a operação industrial em larga escala até 2025, em concomitância com o plano de longo prazo de redução de emissões de gases de efeito, que prevê um platô nas emissões em cerca de 400 milhões de toneladas de CO₂ equivalentes por ano, em 2025.

Ainda existem diversos desafios para a introdução de CCS em larga escala nos países em desenvolvimento, sendo um dos principais a logística associada. Em geral, seriam necessários fortes investimentos em desenvolvimento tecnológico e em infraestrutura e reformulação, ou criação, dos aparatos legais e de regulação.

No entanto, existem fatores que auxiliariam o desenvolvimento do CCS, como por exemplo, o ritmo acelerado de desenvolvimento técnico e econômico da China e de países do Oriente Médio, que estão dispostos a correr riscos para acelerar sua economia. Desta forma, o custo estimado para instalação de CCS e uma unidade a carvão é 30% menor na China e na Índia, que em qualquer outro local do mundo (Román, 2011).

Assim, pode-se verificar que existe potencial de curto a médio prazo na implantação do CCS em países em desenvolvimento, desde que os artifícios de incentivo e regulatório estejam em funcionamento. Apesar de incertezas e riscos, países como Brasil, Índia e África do Sul podem se beneficiar do desenvolvimento de uma política de captura de carbono, dado que estes países já possuem regulações industriais robustas (exemplo do setor de petróleo no Brasil) capazes de suportar a implantação do CCS (Román, 2011).

2.5. Desafios Regulatórios

A implementação do CCS ao redor do mundo envolverá tanto questões legais, como regulatórias. Será necessário elaborar regulações flexíveis e adaptáveis (como será discutido adiante), principalmente nos primeiros anos. Atualmente, os governos da Europa, Estados Unidos e Austrália estão revisando suas regulações de extração e/ou impactos ambientais e simultaneamente desenvolvendo estruturas regulatórias específicas, seja para viabilizar a execução de projetos de demonstração de CCS, seja para financiar ou facilitar projetos em fase de comercialização (IEA, 2009).

Diversos esforços internacionais e intergovernamentais vêm sendo feitos nos últimos anos para acelerar a implementação do CCS. Por exemplo, o Protocolo de Londres foi estabelecido em 2006 para permitir o armazenamento *off-shore* de CO₂, embora ainda não permita a transição entre fronteiras no transporte. Em 2007, a Convenção para a Proteção do Ambiente Marinho do Atlântico Norte-Leste, conhecida como Convenção OSPAR, adotou provisões similares à do Protocolo de Londres, que ainda não entraram em vigor. Além disso, pode-se citar que a revisão feita em 2006 do relatório "*Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories*" pelo IPCC (Painel Intergovernamental de Mudanças Climáticas) já inclui uma metodologia para contabilizar os efeitos do CCS. No entanto, ainda não existe um mecanismo internacional de financiamento que auxilie redução de emissões por projetos de CCS (IEA, 2009).

Em Novembro de 2010, a IEA (*International Energy Agency*) lançou o "*Carbon and Capture - Model Regulatory Framework*", um relatório cujo objetivo é auxiliar os governos na elaboração de suas regulações de CCS , identificando as principais dificuldades e tópicos a serem desenvolvidos no tema (IEA, 2010).

O Framework é direcionado especialmente para aqueles países que estão elaborando ou considerando desenvolver em curto para médio prazo estratégias para facilitar a demonstração do CCS ou ações regulatórias para projetos de CCS em larga escala. Particularmente, é do interesse de países em desenvolvimento e/ou países cujo potencial de desenvolvimento do CCS é considerado grande. Interessante notar que o Brasil se enquadra em ambas sugestões.

A Tabela 2-2 a seguir apresenta os tópicos considerados críticos pelo relatório. Pode-se perceber que o relatório envolve todas as etapas do CCS, incluindo a captura, transporte e armazenamento. O relatório indica que a maioria das medidas a serem desenvolvidas envolvem o armazenamento e que as dificuldades associadas à captura e transporte provavelmente recairão dentro do escopo de regulações existentes⁶.

⁶ Por exemplo: regulações de petróleo e gás, mineração, transporte de gás natural ou relativas à saúde e segurança.

Tabela 2-2 Tópicos críticos a serem desenvolvidos para a elaboração de uma regulação de CCS

Nº	Descrição
1	Classificação do CO ₂
2	Direitos de Propriedade
3	Competição com outros usuários e questões de direitos preferenciais
4	Movimentação do CO ₂ entre fronteiras
5	Leis internacionais para a proteção do ambiente marinho
6	Incentivos para a CCS como parte das estratégias de mitigação de mudanças climáticas
7	Proteger a saúde humana
8	Composição da corrente de CO ₂
9	A função da Avaliação de Impacto Ambiental (AIA)
10	Acesso de terceiros ao local de armazenamento e infra-estrutura de transporte
11	Envolvimento do público na tomada de decisões
12	Captura de CO ₂
13	Transporte de CO ₂
14	Escopo da regulação e proibições
15	Definições e terminologias aplicáveis às regulações de armazenamento de CO ₂
16	A autorização das atividades de exploração dos locais de armazenamento
17	Regular a seleção do local e caracterização das atividades
18	Autorização das atividades de armazenamento
19	Inspeções dos projetos
20	Exigências de informação, monitoramento e verificação
21	Medidas corretivas e de remediação
22	Responsabilidade durante o período do projeto
23	A autorização para o fechamento do site de armazenamento
24	Responsabilidade no período após fechamento
25	Contribuições financeiras para transição de posse após fechamento
26	Compartilhamento de conhecimento e experiência através da fase de demonstração
27	CCS Ready
28	CCS para fontes de biomassa
29	EOR com CCS

Fonte: Adaptado de IEA, 2010

Para cada tópico apresentado na Tabela 2-2, o relatório da IEA apresenta uma descrição detalhada e diversas considerações sob o ponto de vista de elaboração regulatória (IEA, 2010).

O setor energético possui um exemplo relativamente similar à captura de carbono, que foi a introdução do sistema FGD (*Flue Gas Desulphurization*) na década de 1990, no Reino Unido (Markusson e Hazeldine, 2008), incentivada pela "*EU Large Combustion Plant Directive*" e a privatização do setor energético. Este caso evidenciou

como as empresas se mostram relutantes em investir em tecnologias que não são lucrativas por definição. Isso torna muito difícil a imposição de tecnologias deste tipo, a não ser que exista uma forte pressão política, em conjunto com uma regulação bem definida (Markusson e Hazeldine, 2008).

Considerando a regulação britânica e a Diretiva Europeia, que defendem a aplicação da exigência de uma espécie de certificado de *readyness* das novas usinas a base fóssil, como uma estratégia regulatória para evitar o aprisionamento (*lock-in*), a tendência seria de redução dos custos para a planta base e para o *retrofitting*. Uma das questões que se podem levantar a este respeito é se estas reduções ocorrerão de forma a prolongar o horizonte de vantagem econômica das plantas *ready* em relação ao *retrofitting*.

Por outro lado, uma regulação mais rigorosa, com definições restritas, pode se mostrar difícil de regular e pouco efetiva, no sentido em que são geradas novas incertezas. Existem incertezas tecnológicas, econômicas e sócio-políticas em relação ao *capture ready*. A regulação pode, de fato, contribuir para uma adaptação das plantas para a captura com o tempo, mas não garante a implantação do CCS em si. Mesmo que a tecnologia se mostre funcional e econômica, as incertezas políticas e de aceitação pública tornam obscuro o futuro do CCS (Markusson e Hazeldine, 2010).

A elaboração de regulações que consigam lidar com a combinação de incertezas e a possibilidade de *lock-in*⁷ promete ser um desafio complicado para os governos e agências reguladoras, pois envolve o direcionamento intencional de tecnologias ainda em desenvolvimento.

Por um lado, nos encontramos em um sistema estabilizado, estático, em que a tecnologia está consolidada de tal forma que o esforço para modificá-la ou abandoná-la será enorme. Não existem grandes motivações do mercado para promover estas mudanças, o que promove o surgimento de questões que são complicadas de responder, como por exemplo: por que devo escolher este caminho? Como garantir que não se está apostando no caminho errado? Como garantir que tomar um caminho hoje não me impeça de mudar de caminho no futuro?

⁷ Lock-in é apresentado na literatura para se referir ao aprisionamento tecnológico.

Em contrapartida, novas tecnologias incipientes, cujas repercussões e efeitos ainda não são conhecidos, estão se tornando necessárias. Um agente regulador pode se perguntar: como definir quais devem ser as rotas tecnológicas a serem perseguidas e quais devem ser abandonadas? Justamente por lidar com as incertezas de tecnologias de larga escala, a elaboração de uma regulação que englobe os critérios de *readiness* se mostra extremamente delicada.

Bowen (2011) desenvolveu uma análise detalhada colocando as decisões corporativas acerca do CCS dentro de uma perspectiva de estratégia tecnológica. O autor indica que, apesar de diversos governos tentarem estimular investimentos no CCS, por exemplo, ao subsidiar projetos de demonstração, os principais agentes corporativos ainda encontram dificuldades para investir no CCS. As principais causas identificadas estão relacionadas ao alto custo atual das tecnologias de captura, a inexistência de aparatos regulatórios e a incerteza envolvida na integração da cadeia do CCS. O autor promove a separação das estratégias em quatro categorias, associadas à natureza dos investimentos: preventivos, sustentáveis ou gradativos, cumulativo ou localizado.

Estas definições determinam quais estratégias se devem seguir e como as políticas de incentivo são afetadas. Por exemplo, existe uma diferença significativa se o governo está procurando incentivar o CCS por tecnologias sustentáveis, cujo desenvolvimento ocorre de forma gradativa associada à aprendizagem, ou por tecnologias disruptivas, que representam uma quebra de paradigma tecnológico (Bowen, 2011).

Como será discutido com maiores detalhes nos capítulos 4, 5, 6 e 7, é possível identificar que as tecnologias de pós-combustão envolvem avanços incrementais, enquanto que as tecnologias de pré-combustão apresentam uma possível mudança brusca de tecnologia. A estratégia de incentivo tecnológico pode criar soluções em portfólio do tipo *end-of-pipe*, ou contribuir para o desenvolvimento de tecnologias potencialmente disruptivas.

Bowen (2011) afirma ainda que as políticas atuais alimentam a inércia das empresas estabelecidas. Resumidamente, pode-se notar que os investidores afirmam simultaneamente que o custo das tecnologias é alto, o que dificulta o investimento

atual, mas que estas tecnologias são promissoras, logo seu custo será reduzido pela aprendizagem tecnológica. No entanto, os investimentos que são necessários para provocar a redução do custo estão sendo adiados devido ao alto custo atual das tecnologias. Trata-se, portanto, de um ciclo vicioso, em que o investimento atual em CCS não ocorre, porque é alto, mas se afirma simultaneamente a perspectiva de redução de custo das opções de CCS no futuro, o que dificilmente ocorrerá sem o investimento atual.

Definir políticas com portfólio tecnológico restrito, especialmente ao apostar em tecnologias que, apesar de possuírem potencial no longo prazo, envolvem incertezas em relação à sua eficácia e viabilidade, é uma política com risco muito grande. Ao determinar uma política adaptativa e flexível, é possível reduzir o risco e ao mesmo tempo verificar o andamento do desenvolvimento tecnológico com o tempo.

A aplicação em larga escala do CCS se mostra como uma das tecnologias chaves necessárias para remodelar o sistema energético atual para um sistema de baixo carbono (McKinsey&Co, 2011). A elaboração de uma política de incentivo bem estruturada e de um sistema regulatório robusto e adaptativo são as principais armas identificadas para enfrentar os desafios associados ao CCS e à estrutura de lobby articulada no setor energético que impedem que os investimentos do curto prazo, que determinarão o caminho a ser percorrido nos anos futuros, sejam realizados Bowen (2011).

2.6. Caso Brasileiro

Apesar de existir muita expectativa mundialmente em relação ao CCS, principalmente no cenário europeu, o futuro da implantação e da adaptação do CCS no Brasil ainda é alvo de muita incerteza. Ao considerar que o Brasil não possui obrigatoriedade de redução de emissões de GEE, a maior parte das emissões anuais está associada à mudança do uso do solo, além de possuir uma matriz energética relativamente renovável, verifica-se que as condições de contorno que agem como um motor para o fortalecimento do CCS na Europa e Estados Unidos não são verificadas no

país. Logo, a validação da aplicação do conceito de termoelétricas CCS *Ready* na matriz elétrica brasileira é questionável, pelo menos no mesmo horizonte de tempo em que é considerado na Europa.

No entanto, isso não impede que sejam analisadas outras formas de incentivos ao CCS, como, por exemplo, a venda de créditos de emissões evitadas ou até mesmo a possibilidade de determinação de metas voluntárias para a redução de emissão do setor elétrico. Em 2010 o governo brasileiro apresentou metas voluntárias de redução de emissões de gases de efeito estufa. Apesar da expectativa de concentração das medidas em relação ao desmatamento e mudança do uso do solo, os instrumentos e políticas que serão utilizados para garantir o cumprimento destas metas ainda não foram apresentados. Portanto, não se sabe ao certo qual pode ser o papel do setor produtivo, especialmente o setor elétrico, nas medidas brasileiras de mitigação.

Por exemplo, recentemente foi assinado no Estado do Rio de Janeiro o Decreto do Clima, o qual sanciona a Lei 5.690 de 2010, que criou a Política Estadual sobre Mudança do Clima e Desenvolvimento Sustentável (SEA, 2011). Em seu primeiro decreto, estabelece-se que em 2030 o total de emissões evitadas de CO_{2e} alcance 11 milhões de toneladas de CO₂. Por isso, a Secretaria de Estado do Ambiente (SEA) do Rio de Janeiro está elaborando, atualmente, uma proposta de redução de emissões do setor industrial fluminense para ser apresentada na reunião RIO +20.

A COPPE está auxiliando a SEA na elaboração desta proposta ao identificar os principais agentes do setor industrial, verificando o custo marginal de abatimento das opções de mitigação cabíveis a estes agentes e elaborando cenários de baixo carbono da economia fluminense. Também será avaliado neste estudo o impacto destas medidas na inflexão da curva de intensidade de carbono da economia fluminense. Fica evidente, portanto, o esforço de agências ambientais na elaboração de propostas ao setor industrial para o cumprimento de ações mitigadoras que visam atingir às metas especificadas.

Além disso, outro fator motivador que pode ser levado em consideração é o grande papel que o Brasil pode exercer no CCS, ao considerar o grande potencial de abatimento nacional em reservatórios geológicos. Com um potencial de estoque geológico de cerca de 2.000 Gt de CO₂, pode ser do interesse do país elaborar políticas

que visem aproveitar estes reservatórios, seja para uso nacional ou até mesmo, eventualmente, para alocar emissões internacionais⁸. Grande parte dessa capacidade está localizada na região sudeste, onde também está situada a maior concentração industrial do país e a grande parte das principais fontes fixas de emissão de CO₂ (Costa, 2009).

Em relação ao setor elétrico, o Brasil possui uma participação pouco significativa das fontes fósseis, quando comparados com a União Europeia e Estados Unidos. Segundo o mais recente Balanço Energético Nacional (EPE, 2011), elaborado pela Empresa de Pesquisa Energética (EPE), a participação dos combustíveis de origem fóssil na oferta interna de energia elétrica em 2010 é ligeiramente inferior a 12%. A hidroeletricidade é a fonte mais significativa na matriz elétrica, com 74% da energia ofertada.

Em termos de potência instalada, o Banco de Geração do Brasil da ANEEL (ANEEL, 2011) indica que aproximadamente 17,8% da capacidade instalada atualmente se baseiam na queima de combustíveis fósseis e seus derivados. Já, dentre as usinas em construção, esse número sobe para 28% das futuras usinas, o que indicaria um possível aumento do total para 19,0. Os valores podem ser conferidos na Tabela 2-3.

Além da evidência discutida acima, ao considerar também as dificuldades relativas ao licenciamento de novas usinas, principalmente de grandes hidrelétricas, e o gradativo aumento do aproveitamento do potencial de geração hidrelétrica nacional é possível identificar uma tendência de crescimento na participação da termoeletricidade na matriz elétrica nacional. Pode-se destacar também que, com um

⁸ Foram identificadas duas formas para que o estoque de emissões internacionais seja possível: literalmente ou virtualmente. No caso literal, as emissões de países da América do Sul (como Argentina e Paraguai) poderiam ser alocadas em reservatórios brasileiros. Outra opção é a exportação virtual, onde os investimentos necessários para captura, transporte e armazenamento podem ser provenientes de outros países, como uma medida de redução das suas emissões, e seriam aplicados em projetos no território nacional. Desta forma, o gás capturado deveria ser armazenado em reservatórios no próprio Brasil. Uma vez construídos um arcabouço regulatório bem estruturado e uma malha de transporte do gás, estas opções podem ser atraentes economicamente para determinados investimentos internacionais.

aumento das usinas eólicas, as termoeletricas também podem possuir um papel importante de balancear a carga do sistema interligado. Além destas, existem outras motivações para o aumento da participação dos combustíveis fósseis, como por exemplo a descoberta de grandes reservas de gás natural associadas ao pré-sal.

Tabela 2-3 Usinas em operação e em construção por tecnologia de geração.

Tecnologia de Geração	Em operação		Em construção	
	Potência (MW)	Participação	Potência (MW)	Participação
Solar Fotovoltaica	5	0,0%	0	0,0%
Eolielétrica	1.222	1,1%	0	0,0%
Termonucleares	2.007	1,7%	0	0,0%
Hidroelétricas	83.397	72,6%	9.683	64,3%
Grande (>600 MW)	59.951	71,9%	7.537	77,8%
Média (entre 30 e 600MW)	19.277	23,1%	1.258	13,0%
Pequena (<30MW)	650	0,8%	0	0,0%
Outros ¹	3.520	4,2%	888	9,2%
Termoeletricas	28.242	24,6%	5.387	35,7%
Carvão	1.594	5,6%	1.790	33,2%
Gás Natural	11.051	39,1%	228	4,2%
Óleos ²	6.527	23,1%	1.740	32,3%
Outros ³	1.291	4,6%	502	9,3%
Biomassa	7.778	27,5%	1.128	20,9%
Total	114.873	100,0%	15.071	100,0%

1 - Inclui Pequenas Centrais Hidrelétricas (PCH) e Centrais Geradoras Hidrelétricas (CGH)

2 - Inclui: Óleo Combustível, Óleo Diesel, etc

3 - Inclui: Gás de Alto Forno, Gás de Processo, etc

Fonte: Elaboração própria com dados de ANEEL, 2011

Além das usinas apresentadas acima, existe uma perspectiva de aumentar a participação do carvão na matriz elétrica, que atualmente é pouco representativo. Atualmente, o Brasil conta com cerca de 2,6 GW de termoeletricas a carvão (ANEEL, 2011), em que se destaca a importância da Tractebel, com 929 MW distribuídas em cinco usinas: a menor, de 72 MW, em Charqueadas, Rio Grande do Sul; e Jorge Lacerda, com quatro unidades, totalizando 857 MW.

Além disso, destacam-se também os investimentos previstos para o setor. Por exemplo, a MPX contará com seis termoeletricas a carvão, tornando-se o agente mais significativo, em termos de potência instalada. Estão previstas seis usinas (MPX, 2011): Energia Pecém e UTE Pecém II, de 720 MW e 365 MW, respectivamente, de potência instalada no Complexo Industrial e Portuário do Pecém, no Ceará; UTE Itaqui, com 360 MW de potência localizada no Porto de Itaqui, Maranhão; UTE Sul e UTE Seival, com 727 MW e 600 MW, respectivamente, previstas para operar com carvão da mina de Seival, da MPX, e com co-queima de biomassa, localizadas em Candiota, Rio Grande do Sul; e UTE Açú I, com capacidade prevista de 2.100 MW, faz parte do projeto Superporto de Açú, no Rio de Janeiro.

A MPX se destaca também pelos investimentos em pesquisa, desenvolvimento e inovação no setor elétrico. Podem-se citar alguns investimentos realizados pela empresa como: o desenvolvimento na co-queima de biomassa com carvão nacional e os esforços realizados visando o aproveitamento do potencial solar nacional, que resultou na primeira usina nacional com a tecnologia fotovoltaica, de 1 MW em Tauá (Ceará), cuja expansão já está prevista pela empresa (MPX, 2011).

No entanto, talvez o principal investimento em pesquisa e desenvolvimento da MPX ocorra em parceria com a COPPE/UFRJ, sobre captura e armazenamento de carbono em termoeletricas a carvão (Hoffmann et al, 2011). O projeto promoveu a revisão do estado da arte e as perspectivas futuras da captura de carbono e suas interligações com as tecnologias de geração termoeletricas baseadas no carvão. A última etapa do projeto, concluída em dezembro de 2011, envolveu a elaboração de uma proposta de projeto de pesquisa, envolvendo tanto fornecedores especificados, responsáveis pela construção de uma futura planta de demonstração da tecnologia de captura em pós-combustão, como também possíveis parceiros dentro da COPPE e de outros institutos e universidades nacionais.

Portanto, fica evidente o interesse dos agentes envolvidos na pesquisa e demonstração das tecnologias de captura, mesmo em um país cuja matriz elétrica é majoritariamente composta de recursos renováveis.

Logo, para o caso brasileiro, é razoável imaginar que os principais agentes que sofrerão pressão para reduzir as emissões pertençam a outros segmentos do setor

industrial. Isso se opõe à perspectiva europeia, que se concentra fortemente no setor de geração elétrica. Dentro desta perspectiva, podem-se identificar como principais setores o setor de petróleo e gás, o setor de cimento e a siderurgia. Logo, uma metodologia adequada para estudar plantas UTEs *ready* poderia ser transposta para outros segmentos carbono-intensivos que crescem no Brasil.

Todos os setores destacados acima podem conceber a possibilidade de uma implantação do CCS em um período no futuro. Portanto, estes setores também poderão tirar proveito da proposta metodológica, da análise tecnológica e regulatória realizada neste trabalho. Logo, pode-se propor, como um dos focos de pesquisa futuros, uma análise análoga às plantas *ready* e o efeito do *retrofitting* dentro dos outros setores da economia.

Outra motivação em relação à discussão das plantas *ready* é a possibilidade de permitir que sejam analisadas rotas tecnológicas, incluindo suas limitações e perspectivas de desenvolvimento. Desta forma, pode-se entender que o estudo de usinas *ready* promovem uma estratégia capaz de orientar as decisões de investimento em P&D.

3. Metodologia

Neste capítulo serão apresentadas a metodologia proposta nesta dissertação e as ferramentas nela utilizadas para se realizar a análise tecnológica e de desempenho econômico das diferentes possibilidades de investimento, que serão abordadas nos capítulos a seguir (capítulos 4, 5 e 6).

De forma geral, é possível separar a metodologia em três grandes blocos, conforme pode ser observado na Figura 3-5.

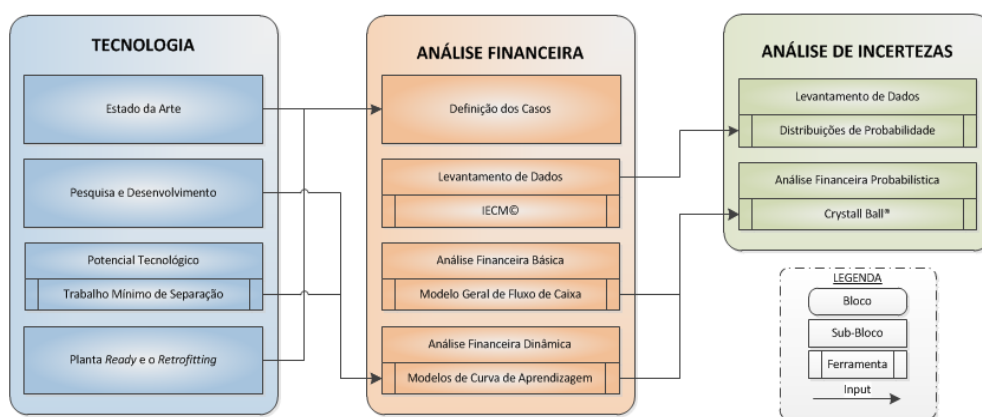


Figura 3-5 Diagrama de blocos geral da Metodologia.

Fonte: Elaboração Própria

O Bloco “Tecnologia” envolve a caracterização da tecnologia, descrevendo o estado atual da tecnologia, suas perspectivas de médio e longo prazo e os principais esforços de pesquisa e desenvolvimento. Também será determinada a energia mínima associada ao processo de captura, determinada pelos limites termodinâmicos dos processos. Além disso, neste bloco também serão avaliadas as alternativas tecnológicas associadas ao *retrofitting* e a planta *ready*.

No próximo bloco (“Análise Financeira”), será realizada a análise financeira das diversas opções de investimento elaboradas. Em cada capítulo a seguir (capítulos 4, 5 e 6) será elaborado um determinado número de casos, em que plantas novas a serem construídas no presente (com ou sem considerações de *readiness*) deverão sofrer, em

algum momento no futuro, o *retrofitting* da captura. Neste bloco também será analisada a influência do desenvolvimento tecnológico na decisão de investimento, a partir da elaboração de curvas de aprendizagem para as tecnologias estudadas. Foram adotadas duas metodologias:

- Análise financeira básica, onde os custos e efeitos do retrofitting são considerados constantes, isto é, independentemente do ano do retrofitting;
- Análise financeira dinâmica, onde os custos e efeitos do retrofitting possuem efeitos diferentes em função do ano do *retrofitting*.

Devido à forte sensibilidade dos resultados obtidos das análises financeiras, descritas anteriormente, aos parâmetros de entrada do modelo, o terceiro bloco (“Análise de Incertezas”) promove uma análise probabilística do mesmo modelo financeiro. Para definir a variação de cada parâmetro de entrada do modelo, será associada uma distribuição de probabilidade, como será detalhado neste mesmo capítulo. O objetivo deste bloco é associar às respostas do modelo uma probabilidade de ocorrência, o que pode ser compreendido como risco e/ou certeza, dado um intervalo de confiança.

Deste ponto adiante, serão apresentadas as ferramentas apresentadas na Figura 3-5, que serão utilizadas nos capítulos 4, 5 e 6, conforme a descrição na metodologia acima.

Inicialmente, será apresentada a metodologia para o cálculo do limite termodinâmico da penalidade energética de uma unidade de captura. Este valor será utilizado como um indicador relativo da situação atual das tecnologias de captura, disponíveis e potenciais, e servirá também para estimar o valor do menor custo possível da captura, isto é, o menor valor para o qual o custo poderá tender com a evolução tecnológica.

A seguir, será apresentado o “*Integrated Environmental Control Model*”, ou IECM®. Simplificadamente, este programa promove a simulação de plantas termoelétricas para diferentes combinações de tipologias tecnológicas e de combustíveis. O programa foi utilizado, principalmente, como uma ferramenta para

verificar dados da literatura. Além disso, também foi utilizado para gerar o valor de custos de equipamentos isolados ou dados nos casos de casos não disponíveis na literatura.

Em seguida, será apresentado o fluxo de caixa geral dos casos estudados, assim como a generalização das equações de valor presente e dos indicadores financeiros que serão utilizados para promover a comparação entre as opções de investimento.

Os modelos de curva de aprendizagem serão discutidos em seguida. Como foi apresentado anteriormente, inicialmente a análise de fluxo de caixa será realizada assumindo custos constantes de investimento e operação. Sabe-se, porém, que esta premissa não é realista e, caso fosse considerada isoladamente, as conclusões deste estudo poderiam estar comprometidas. Neste sentido, com o auxílio de modelos de curvas de aprendizagem, poder-se-á analisar como cenários de tendência de redução de custo das tecnologias afetam a dinâmica de decisão de investimento.

Por último, em contraposição aos dois casos iniciais (que podem ser definidos como casos determinísticos), será realizada uma análise probabilística dos diversos projetos, através da análise de incertezas dos parâmetros de entrada do modelo. O objetivo é introduzir uma ferramenta que permita associar aos resultados uma probabilidade de ocorrência, em função do levantamento de dados da literatura, em oposição a um simples estudo de análise de sensibilidade.

Para isso, serão apresentadas, brevemente, as distribuições de probabilidade utilizadas neste estudo. As distribuições serão utilizadas para relacionar a variação dos valores encontrados na literatura para os principais parâmetros de entrada (como custo ou taxa de aprendizagem). Uma vez montadas, as curvas serão utilizadas na ferramenta de análise de incerteza. A ferramenta utilizada foi o Crystal Ball, da Oracle, que também será apresentado a seguir.

Logo, através deste conjunto de métodos matemáticos, será realizada uma análise robusta dos casos de investimento de plantas *ready* e do *retrofitting* da captura em plantas termoeletricas. Vale lembrar que também será feita uma análise detalhada das opções tecnológicas disponíveis tanto para a unidade de geração, como para a planta de captura, nos capítulos 4 (pós-combustão), 5 (oxi-combustão) e 6 (pré-combustão).

3.1. Cálculo do Limite Termodinâmico da Captura

Todos os processos de captura apresentados simplificadaamente no capítulo 2 e que serão abordados em detalhes nos próximos capítulos envolvem, essencialmente, pelo menos um processo de separação. A implementação desta separação pode envolver uma ou mais operações unitárias, o que resulta na necessidade de equipamentos adicionais e em um respectivo gasto energético. Este gasto energético pode ser consideravelmente alto e é apresentado como uma penalidade energética à planta, visto que parte da energia gerada (eletricidade) ou disponível (calor) será utilizada para suprir esta nova demanda.

Nos últimos anos, diversas pesquisas vêm sido feitas na área de captura de carbono e no desenvolvimento tecnológico associado, sendo um dos principais focos justamente a diminuição desta penalidade energética da captura (Raynal et al, 2011a; Raynal et al, 2011b).

De forma a comparar os diversos processos captura é de grande importância o cálculo da energia mínima requerida, para uma unidade de captura conceitual. O processo de captura pode ser dividido, de forma simplificada, em duas etapas principais: separação do CO₂ e compressão.

Apesar de alguns sistemas produzirem uma corrente de CO₂ em alta pressão, como a opção de sequestro de carbono mais comum de se encontrar na literatura para grandes volumes de CO₂ é o armazenamento geológico, uma etapa de compressão será considerada para todos os casos analisados.

A seguir, serão detalhadas as metodologias utilizadas para calcular a energia mínima para cada etapa. Mais adiante, também serão discutidas as origens da penalidade energética e os motivos pelos quais os processos atuais ainda se distanciam do limite teórico.

3.1.1. Trabalho Mínimo de Separação

O trabalho mínimo de separação é calculado, de forma geral, pela fórmula abaixo, onde B é a exergia de cada corrente envolvida. A variação de exergia é igual ao somatório das exergias das correntes que entram no sistema subtraído pela soma das exergias das correntes de saída. Como padrão, a temperatura de referência utilizada é 298K.

$$W_{min} = \sum_{in} B - \sum_{out} B = \Delta B$$

$$W_{min} = \Delta H - T_0 \cdot \Delta S$$

Serão utilizadas duas metodologias para se calcular a exergia de cada corrente. A primeira, apresentada a seguir, requer algumas definições de propriedades termodinâmicas. A segunda forma utilizará uma equação de estado, para obter os resultados da entalpia e entropia de cada uma das correntes, nas condições do processo. A equação de estado utilizada neste trabalho foi a Peng-Robinson.

Definição de Fugacidade: A fugacidade é uma propriedade termodinâmica de gases reais, que representa a pressão parcial real, ou efetiva, realizada por um gás em um sistema fora da idealidade. A fugacidade de uma espécie em mistura pode ser calculada por:

$$\hat{f}_i = P \cdot \hat{\phi}_i \cdot y_i$$

Onde $\hat{\phi}_i$ é o coeficiente de fugacidade de mistura do componente i . Este fator é função de T, P e da composição, e assume valores de 0 a 1, indicando o quão longe do comportamento ideal está o sistema, sendo 1 a idealidade. Para uma mistura ideal, o valor da fugacidade pode ser calculado como:

$$\hat{f}_i^{ID} = f_i^o(T, P) \cdot x_i$$

Onde $f_k^o(T, P)$ é a fugacidade do componente i puro, isto é, a fugacidade, que ele apresentaria se estivesse puro em um sistema nas mesmas condições. Logo, este termo é função apenas da temperatura e pressão.

Definição de Atividade: Outra propriedade termodinâmica surge ao formarmos uma mistura a partir de componentes puros. A atividade é definida como uma relação entre as fugacidades de mistura e a fugacidade do componente puro, nas mesmas condições.

$$\alpha_i = \frac{\hat{f}_i}{f_i^o(T, P)}$$

Novamente, é de interesse calcular qual seria a atividade de uma mistura ideal.

$$\alpha_i^{ID} = \frac{\hat{f}_i^{ID}}{f_i^o(T, P)} = \frac{f_k^o(T, P) \cdot x_i}{f_i^o(T, P)}$$

$$\alpha_i^{ID} = x_i$$

Definição de Propriedade de Mistura: Seja M uma propriedade extensiva qualquer, a propriedade de mistura é definida como a diferença entre a diferença do valor real de M após a mistura ser realizada e o valor inicial de M . Como M é extensiva, o valor inicial de M pode ser calculado pela soma dos valores molares de cada espécie pura.

$$M^M(T, P, \underline{N}) = M(T, P, \underline{N}) - \sum_{i=1}^{nc} N_i \cdot \bar{M}_i^o$$

Desta forma, podemos definir a energia livre de Gibbs de mistura como:

$$G^M(T, P, \underline{N}) = G(T, P, \underline{N}) - \sum_{i=1}^{nc} N_i \cdot \bar{G}_i^o$$

A relação a seguir é facilmente dedutível, mas não será feita aqui. Maiores detalhes podem ser observados em diversos livros de termodinâmica, como Smith et al (2007).

$$\bar{G}^M = R \cdot T \cdot \sum_{i=1}^{nc} x_i \cdot \ln \hat{\alpha}_i$$

Prova Entropia: Derivando a relação acima em relação à temperatura, com pressão e composição constante obtemos:

$$\left(\frac{\partial \bar{G}^M}{\partial T} \right) = -\bar{S}^M = \sum_{i=1}^{nc} x_i \cdot \left(\frac{\partial RT \ln \hat{\alpha}_i}{\partial T} \right)_{P, \underline{x}}$$

Pois, por definição, podemos afirmar que:

$$\left(\frac{\partial G}{\partial T} \right)_P = -S$$

Mais uma vez, para uma mistura ideal podemos calcular a entropia molar de mistura como:

$$S^{M,ID} = - \sum_{i=1}^{nc} N_i \cdot \left(\frac{\partial RT \ln \alpha_i^{ID}}{\partial T} \right)_{P, N}$$

Substituindo o valor da atividade de mistura ideal e derivando, obtemos a relação:

$$S^{M,ID} = R \cdot \sum_{i=1}^{nc} N_i \cdot \ln x_i$$

Prova Entalpia: Podemos reescrever a relação da energia livre de Gibbs de mistura em função da atividade como:

$$\bar{G}^M / R \cdot T = \sum_{i=1}^{nc} x_i \cdot \ln \hat{a}_i$$

Derivando a relação acima em relação à temperatura, com pressão e composição constante obtemos:

$$\left(\frac{\partial \bar{G}^M / R \cdot T}{\partial T} \right) = - \frac{\bar{H}^M}{R \cdot T^2} = \sum_{i=1}^{nc} x_i \cdot \left(\frac{\partial \ln \hat{a}_i}{\partial T} \right)_{P, \underline{x}}$$

Para uma mistura ideal, podemos substituir a atividade de mistura pela atividade ideal, que é função apenas da composição. Logo:

$$\frac{\bar{H}^{M,ID}}{R \cdot T^2} = - \sum_{i=1}^{nc} x_i \cdot \left(\frac{\partial \ln \alpha_i^{ID}}{\partial T} \right)_{P, \underline{x}} = - \sum_{i=1}^{nc} x_i \cdot \left(\frac{\partial \ln x_i}{\partial T} \right)_{P, \underline{x}} = 0$$

$$\bar{H}^{M,ID} = 0$$

Exergia de uma Corrente: Um fluxo mássico em regime permanente possui uma exergia igual a:

$$B = G = H - T_o \cdot S$$

Trabalho mínimo de Separação: Pode-se definir o mínimo trabalho de separação como a menor quantidade de energia requerida para promover a separação de um ou mais componentes de um ou mais fluxos mássicos. Esta quantidade de energia está diretamente relacionada com a diferença de exergia entre os fluxos que entram e saem do sistema.

$$W_{min} = \Delta B = \sum_{in} N_k \cdot \bar{G}_k - \sum_{out} N_j \cdot \bar{G}_j$$

A equação acima assume que o processo se encontra em estado estacionário, envolve a entrada de k correntes e a saída de j correntes. Utilizando o conceito de propriedade de mistura:

$$W_{min} = \sum_{in} N_k \cdot (\bar{G}_k^M - \bar{G}_k^o) - \sum_{out} N_j \cdot (\bar{G}_j^M - \bar{G}_j^o)$$

Assumindo que a quantidade molar de cada componente das correntes não é alterada, isto é, não há reações químicas que modifiquem o balanço de moléculas totais que entram e saem do sistema, podemos utilizar a seguinte simplificação:

$$\sum_{in} N_k \cdot \bar{G}_k^o = \sum_{out} N_j \cdot \bar{G}_j^o$$

Logo, para processos de separação, em regime permanente e sem reações:

$$W_{min} = \Delta G^{M,ID} = \Delta H^{M,ID} - T_o \cdot \Delta S^{M,ID}$$

Como foi visto anteriormente, é possível definir a entalpia e a entropia de mistura de uma mistura ideal como:

$$H^{M,ID} = 0$$

$$S^{M,ID} = R \cdot \sum_{i=1}^{nc} N_i \ln x_i$$

Logo, substituindo os termos acima, se obtém a relação para a exergia de cada corrente:

$$\bar{B} = -R \cdot T_o \cdot \sum_{i=1}^{nc} x_i \ln x_i$$

onde R é a constante universal dos gases ideais, T_o a temperatura de referência (298 K) e x_i a fração molar do componente "i".

Logo, a exergia de cada corrente pode ser calculada pela fórmula anterior e o trabalho mínimo de separação pode ser calculado pela variação de exergia das correntes de entrada e saída do sistema.

3.1.2. Trabalho Mínimo de Compressão

A última etapa do processo de captura é geralmente a compressão, para o transporte do CO₂, e também é caracterizada por ser uma etapa energointensiva. No entanto, em um processo convencional de captura por absorção química, é responsável por apenas cerca de 30% da energia, visto que a etapa de regeneração do solvente promove um consumo muito mais significativo, representando quase o dobro (em torno de 60%).

Novamente, serão adotadas duas metodologias de cálculo para a energia mínima de compressão do CO₂ purificado. A primeira se baseia na compressão isotérmica de um gás ideal. Pela Primeira Lei da Termodinâmica, podemos escrever:

$$dU = \partial Q - \partial W$$

Para gases ideais puros, $dU = f(T)$ apenas. Portanto:

$$\partial Q = \partial W = PdV$$

Substituindo a equação de estado dos gases ideais $PV = RT$:

$$\int \partial Q = RT \cdot \int_{V_1}^{V_2} \frac{dV}{V}$$

Como estamos trabalhando com gases ideais em um sistema isotérmico, podemos fazer a seguinte modificação:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{V_2}{V_1}$$

Resultando, portanto, em:

$$W = RT \ln \frac{P_1}{P_2}$$

A segunda forma de cálculo também se baseará em uma compressão isotérmica, mas será calculada pela diferença de exergia do CO₂ puro na pressão de sucção e de descarga, em relação à temperatura de referência. Usando 1 bar como exemplo de pressão de sucção do compressor que comprime até a pressão "P" obtém-se:

$$W = B_{1 \text{ bar}, 25^\circ\text{C}} - B_{P \text{ bar}, 25^\circ\text{C}} = \Delta B_{1 \rightarrow P}$$

$$W = \Delta H_{1 \rightarrow P} - T_0 \cdot \Delta S_{1 \rightarrow P}$$

Portanto, o valor do trabalho mínimo de separação e do trabalho mínimo de compressão é um parâmetro importante para analisar a evolução tecnológica dos processos de captura, pois determina um patamar mínimo que não é possível

ultrapassar. De forma a simplificar a análise este patamar mínimo será utilizado nas curvas de aprendizagem adequadas como o valor para o qual o processo tenderá quando o tempo, ou a capacidade acumulada, tender ao infinito. Esta etapa será calculada com as devidas restrições dos processos de captura nos capítulos de 4 a 6.

3.2. IECM©

O *Integrated Environmental Control Model*, ou IECM, foi desenvolvido pelo *Center for Energy and Environmental Studies* da universidade de Carnegie Mellon para o *US Department of Energy's National Energy Technology Laboratory* (DOE/NETL).

O IECM é um programa de modelagem computacional que realiza uma análise sistemática de custos e desempenho dos equipamentos de controle de emissões em plantas termoelétricas. O IECM permite determinar a configuração da planta a ser modelada a partir de uma variedade de tecnologias, incluindo tecnologias de geração, controle de poluentes e de captura de carbono.

O software realiza os balanços de massa e energia do sistema e, juntamente com diversas correlações obtidas a partir de dados empíricos, determina o desempenho global da planta, os insumos necessários, as emissões e os custos de geração. Os modelos de custo estão ligados a um conjunto de modelos de engenharia econômica e financeira que calculam o custo de capital e o custo de operação e manutenção (O&M) dos componentes individuais da planta, e foram construídos com base em diversos estudos detalhados de engenharia econômica, resultando em um modelo geral cujos resultados são consistentes com outros estudos (Rubin et al, 2007b; Rubin et al, 2007a; Riahi et al, 2004; Riahi et al, 2011; Broek et al, 2009)⁹.

Inicialmente, se deve optar por uma das três tecnologias de geração: combustão em caldeira, GTCC e IGCC. Dentro de cada uma das opções, o modelo permite a configuração dos componentes básicos da planta, como controle de emissões de NO_x, SO_x e mercúrio.

⁹ Para maiores detalhes do modelo e publicações relacionadas, visitar o website do grupo responsável: <http://www.cmu.edu/epp/iecm>.

Em seguida, é possível determinar os parâmetros de operação de cada componente, como por exemplo: tipo e propriedade do combustível, a potência da usina, a condição do vapor gerado, quantidade de excesso de ar na caldeira, entre diversos outros. As limitações dos parâmetros de entrada também são indicadas pelo modelo, e geralmente é apresentado um valor de referência.

O modelo apresenta não só os resultados globais da planta (ex: entrada de combustível, emissões e consumo de utilidades), mas também os resultados por componente (ex: vazão de exausto, consumo de água, condições de temperatura e pressão). Esta característica é importante, pois permite verificar os resultados acerca do desempenho, do custo e das condições financeiras de cada componente.

No entanto, o que realmente garante ao software sua recente importância na literatura (Rubin et al, 2004; Rubin et al, 2007; Broek et al, 2009) é a possibilidade de se analisar os processos de captura de CO₂. Existe um grande número de artigos e estudos publicados que utilizam o IECM para verificar a influência da captura no desempenho de termoeletricas.

Deve-se fazer, neste momento, um breve comentário acerca dos resultados do modelo. É facilmente identificado, ao utilizar o modelo, que o programa apresenta dados relativos a usinas novas, isto é, que ainda serão construídas. Isso vale para as plantas sem captura e para as plantas com captura, de forma que alguns estudos podem cometer equívocos em relação ao *retrofitting* da captura.

Ao adicionar a captura a um caso base, o modelo reajusta os parâmetros e recalcula os equipamentos da planta, de forma que os efeitos observados em função da captura (por exemplo, penalidade energética ou aumento de consumo de água e outras utilidades) devem ser analisados com cautela. É provável que o retrofitting real de uma usina, que não irá modificar a maior parte de seus equipamentos, cause impactos maiores do que aqueles descritos pelo modelo.

Ao utilizar o IECM para termoeletricas a carvão pulverizado com e sem captura, foi identificado que o modelo recalcula o balanço energético e mássico da planta com considerações de cálculo ligeiramente diferentes. Para exemplificar as limitações do

modelo, verifica-se o caso de uma usina PC de 500 MW¹⁰: Ao se adicionar a captura para uma usina de mesma potência bruta, o consumo de carvão cresce 36%, o custo da turbina cresce 117% e o consumo da própria usina (sem considerar FGD e captura) cresce 20%. Claramente os dois casos não consideram os mesmos equipamentos de geração (caldeira e turbinas). Portanto, o modelo não permite verificar apropriadamente o efeito da captura em uma usina já construída. O modelo é, sobretudo, adequado para novas usinas com considerações de projeto ligeiramente diferentes devido à presença da captura.

Dada esta limitação, é possível utilizar o modelo para a configuração das usinas a serem instaladas sem captura, seja para a elaboração de dados de entrada ou para comparação com dados da literatura. Estes dados, em seguida, serão utilizados na análise financeira, que será descrita na seção a seguir. Uma explicação mais detalhada sobre o software pode ser encontrada nos anexos.

3.3. Modelo Geral de Fluxo de Caixa

Nos capítulos 4, 5 e 6 serão apresentadas as considerações das plantas de referência e plantas *ready*, para cada tecnologia, incluindo a estimativa de custo de investimento, custo de operação, eficiências e rendimentos de operação.

O intuito é promover a comparação entre os diferentes casos, de forma a validar, primeiramente, conjuntos de pré-investimentos no presente, dado um cenário de incerteza em relação à entrada da captura e da tecnologia dominante.

Além disso, será possível identificar como o momento de entrada da captura afeta a decisão de investimento. Do ponto de vista financeiro, independente da tecnologia e considerações de projeto realizadas, quanto maior a incerteza em relação ao investimento necessário para a captura, maior será a aversão do investidor a investir no presente. Sua preferência será adiar o investimento, o que se contrapõe ao que será apresentado para a curva de aprendizagem, que se favorece do acúmulo de investimentos.

¹⁰ Carvão Appalachian Medium Sulfur, FGD úmido e captura com MEA.

No entanto, a dinâmica temporal de decisão do investidor frente a um conjunto de opções de projetos não é tão óbvia em primeira instância, e deverá ser cuidadosamente analisada.

Desta forma, é possível identificar um caso geral de investimento para uma nova usina termoeletrica, independente da tecnologia empregada e da adaptabilidade à captura (*capture readiness*), em que a captura (independente da tecnologia e de seu grau de avanço) deverá ser implementada (*retrofitting*) em algum tempo específico no futuro. A seguir serão definidos os instrumentos utilizados para realizar a análise.

Planta Base: esta é a planta termoeletrica a ser instalada no ano zero. No caso de referência, para cada tecnologia, não será considerada nenhuma modificação para torná-la *ready*. Por outro lado, nos casos *ready*, a planta base apresentará uma ou mais alterações de projeto que modificam seu custo e/ou operação, de forma a torná-la mais adaptável à captura no futuro.

a) Investimento Fixo: O investimento fixo da planta base será distribuído nos primeiros três anos do empreendimento, seguindo a evolução do investimento acumulado uma curva sigmoideal. Para estimar a distribuição do investimento nestes três anos, foi adotado que o investimento acumulado segue a função sigmoide, com λ igual a 3, que garante uma distribuição simétrica e suave entre os três anos. Importante lembrar que a variável independente da fórmula a seguir deve estar simetrizadas entre -1 e 1.

$$f(x) = \frac{1}{1 + e^{-\lambda x}}$$

Pode-se perceber pela Figura 3-6 que o investimento fixo da planta base está sendo repartido em 25% no primeiro ano, 50% no segundo ano e os 25% restantes no último ano. A figura a seguir representa a evolução do investimento acumulado durante os 36 meses. Pode-se destacar que no final do segundo ano terá sido gasto cerca de 75% do custo total da planta base. Não se deve confundir o valor gasto

durante o segundo ano com o valor acumulado, que é igual a 50% em 18 meses, ou um ano e meio.

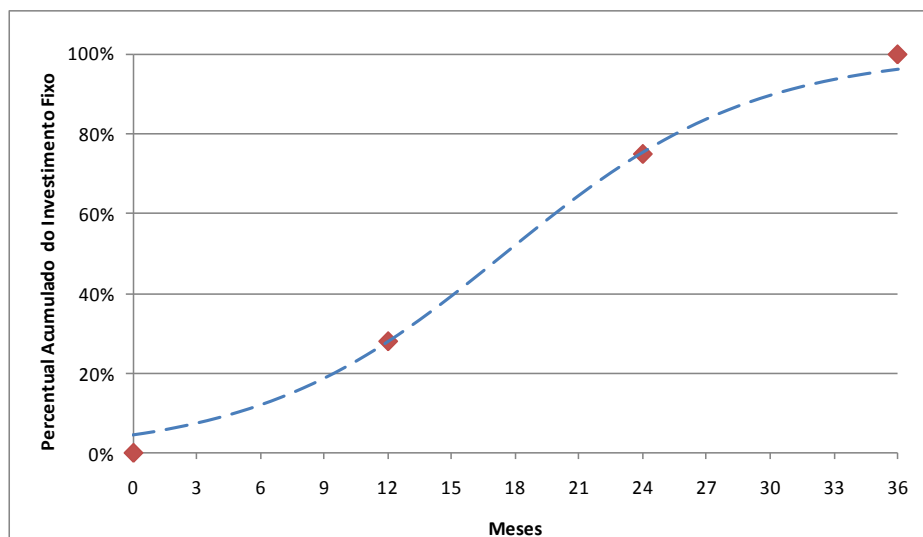


Figura 3-6 Distribuição do investimento da Planta Base nos três primeiros anos.

Fonte: Elaboração própria.

A Figura 3-7 representa o fluxo de caixa geral que será considerado para a análise financeira. Já estão incluídas na figura algumas considerações como o período de "n" anos de análise, a divisão do investimento da planta base em três anos e o investimento da planta de captura em um único ano, igual ao ano "N", tal que $N \leq n$.

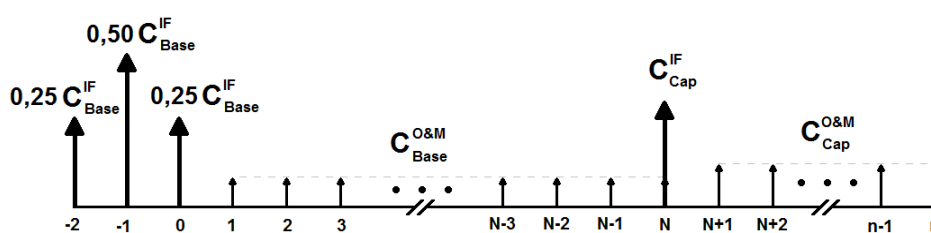


Figura 3-7: Fluxo de caixa generalizado do projeto.

Fonte: Elaboração própria.

A representação do fluxo de caixa apresenta apenas custos e está indicada em anos. Em toda a análise financeira, o valor presente será deslocado para o ano zero.

Logo, a distribuição do fluxo de caixa do investimento fixo para a planta base leva a um valor presente no ano 0 segundo a fórmula a seguir, assumindo uma taxa de desconto constante igual a " r ":

$$VP_{Base} = 0,25 \cdot C_{Base}^{IF} + 0,50 \cdot C_{Base}^{IF} \cdot (1 + r)^1 + 0,25 \cdot C_{Base}^{IF} \cdot (1 + r)^2$$

$$VP_{Base} = C_{Base}^{IF} \cdot (1 + r + 0,25 \cdot r^2)$$

Utilizando a definição de custo anual equivalente, pode-se simplificar a equação anterior para uma forma geral para o custo anualizado em " n " anos de análise, assumindo o mesmo perfil de investimento da planta base em todos os casos analisados.

$$CAE_{Base}^{IF} = C_{Base}^{IF} \cdot \frac{(1 + r + 0,25 \cdot r^2) \cdot r \cdot (1 + r)^n}{(1 + r)^n - 1}$$

b) Custo de O&M: O custo de operação e manutenção é dividido em custo variável e custo fixo. Em toda a análise, a menos que especificado o contrário, o custo de O&M total será dado em milhões de \$/ano. Ao considerar o fator de capacidade constante em todo período da análise, este valor já está em base anual. Além disso, este valor é constante em toda análise (até o ano " n "), sendo adicionado um acréscimo relativo ao custo de O&M adicional pela inclusão de uma planta de captura após o ano " N " (do ano " N " até o ano " n ").

Logo, o valor anualizado do custo de O&M da planta base é exatamente o valor do custo anual de operação e manutenção da planta base, em moeda constante.

$$CAE_{Base}^{O\&M} = C_{Base}^{O\&M}$$

Planta de Captura: Esta é a planta de captura que deverá ser instalada na planta Base, no ano " N ". No caso referência, para cada tecnologia, ela é adicionada à planta padrão, portanto é esperado que seu custo e/ou penalidade energética seja

maior do que nos casos *ready*. Deve-se lembrar de que, obviamente, as emissões de CO₂ da usina irão sempre reduzir, uma vez implantadas as plantas de captura.

a) Investimento Fixo: nesta análise, será considerado que o investimento na construção da planta de captura será realizado em um único ano, igual ao ano "N", assumido como data limite para a implementação da captura nas termoeletricas.

Desta forma, para obter o custo anualizado da planta de captura, devemos primeiro trazer o valor do investimento para o valor presente no ano zero, para em seguida realizar a anualização em todo período. Este valor pode ser calculado pela fórmula:

$$CAE_{Cap}^{IF} = C_{Cap}^{IF} \cdot \frac{r \cdot (1 + r)^{n-N}}{(1 + r)^n - 1}$$

Sendo "N" o ano em que a planta de captura deverá ser construída. Não se deve confundir "N" com o valor de "n", que representa o número de anos da análise ou até mesmo com "N", que representou anteriormente a vazão molar. Por definição, $n \geq N$.

b) Custo de O&M: de forma a simplificar a análise, considerar-se-á no fluxo de caixa apenas o acréscimo de custo de operação em relação ao valor da planta base. Desta forma, pode-se efetuar o cálculo diretamente com este valor excedente, sem modificar as considerações realizadas para o custo de O&M da planta base. Deve-se lembrar que a implantação da planta de captura, independente da tecnologia adotada e do tempo decorrido para implantá-la, deve aumentar o custo de O&M total da planta, de forma que este valor será sempre positivo.

O custo adicional só deverá ser considerado no ano N+1, ou seja, no ano seguinte à construção da planta de captura. Para obtermos o custo anualizado, também deve-se trazer todos os custos dos anos após a construção para o valor presente, e dividindo pelo fator de anuidade obtém-se o custo anualizado adicional de

O&M que a captura provocaria. Portanto, a fórmula que determina o valor presente será:

$$VP_{Cap}^{O\&M} = \sum_{i=N+1}^n \frac{C_{cap}^{O\&M}}{(1+r)^i}$$

$$VP_{Cap}^{O\&M} = C_{cap}^{O\&M} \cdot \frac{\left[\frac{(1+r)^{n-N} - 1}{r} \right]}{(1+r)^n}$$

Lembrando, novamente, que "N" é o ano em que a planta de captura foi instalada e "n" é o período da análise, em anos. Para obter o custo anualizado adicional de O&M provocado pela instalação da planta de captura, basta utilizar novamente o fator de anuidade para se obter a seguinte fórmula geral:

$$CAE_{Cap}^{O\&M} = C_{cap}^{O\&M} \cdot \frac{[(1+r)^{n-N} - 1]}{[(1+r)^n - 1]}$$

Para realizar a comparação entre as opções de investimento, serão utilizados dois indicadores: o custo nivelado de eletricidade e o custo marginal de abatimento.

Custo Nivelado de Eletricidade (LCOE): o primeiro indicador, de natureza financeira, revela o custo com que a energia gerada deverá ser comercializada para garantir a taxa de desconto desejada pelo investidor. Ela é função dos investimentos, da taxa de desconto e da distribuição dos investimentos no tempo.

O custo nivelado de eletricidade (*Levelized Cost of Electricity*, ou LCOE) em base anual pode ser calculado pela soma de todos os custos anualizados equivalentes, mencionados anteriormente. A fórmula geral para o LCOE anual calculado para o ano zero será, portanto:

$$LCOE_{anual} = (CAE_{Base}^{IF} + CAE_{Base}^{O\&M} + CAE_{Cap}^{IF} + CAE_{Cap}^{O\&M})$$

onde o $LCOE_{anual}$ é dado em milhões de \$/ano.

No entanto, é mais comum encontrar os valores do LCOE por energia, ou seja, em unidade monetária por unidade de energia (ex: \$/kWh). O LCOE em termos de \$/kWh pode ser calculado pela divisão do LCOE anual pela energia gerada anualmente. Esta é a definição de "*break even price*", ou o valor pelo qual a energia gerada deve ser remunerada de forma a zerar o fluxo de caixa. Logo, o valor do LCOE será dado por:

$$LCOE_{kWh} = \frac{LCOE_{Anual}}{EAE_{Anual}} = \frac{(CAE_{Base}^{IF} + CAE_{Base}^{O\&M} + CAE_{Cap}^{IF} + CAE_{Cap}^{O\&M})}{N \cdot E_{Base} + (n - N) \cdot E_{Cap}}$$

Custo Marginal de Abatimento (CMA): o CMA representa o valor monetário relativo a uma atividade mitigadora que provocou uma redução nas emissões de CO₂, em comparação com um caso base, em que esta atividade não é considerada.

No caso em questão, a atividade mencionada é facilmente identificada como a implantação de captura na planta base, seja ela *ready* ou não. A equação a seguir mostra como é feito o cálculo do custo marginal de abatimento.

$$CMA = \frac{\sum_{i=-2}^n (C_i^{Redução} - C_i^{Referência})}{\sum_{i=-2}^n (Em_i^{Referência} - Em_i^{Redução})}$$

onde "C_i" representa o custo anual e "Em" as emissões anuais.

Vale ressaltar que, de forma geral, embora as emissões na ausência da ação mitigadora devam ser maiores, para ocorrer de fato alguma redução, o custo do projeto considerando a ação mitigadora não necessariamente é maior.

No entanto, nos casos analisados neste trabalho, como estão todos relacionados à implantação de uma planta de captura, o custo do projeto será sempre maior que o caso referência, onde a ação não é considerada.

3.4. Modelos de Curva de Aprendizagem

O desenvolvimento das curvas de aprendizado deve-se a Wright (1936), que observou uma redução no custo da montagem de aviões durante a Primeira Guerra Mundial. Essa redução obedecia a uma taxa constante, com a duplicação da quantidade de aviões produzidos, levando Wright a formular uma regra prática, denominada “curva de 80%”. Segundo essa regra, a quantidade de homem-hora necessária para a montagem de um modelo da Boeing decrescia sistematicamente com o aumento da produção acumulada (Yeh e Rubin, 2010). Além disso, a produção sofria uma redução de 20% no custo acumulado médio a cada duplicação da quantidade produzida (Anzanello e Fogliato, 2007; Micek, 2010).

Anzanello e Fogliato (2007) sugerem que as curvas de aprendizado foram compreendidas inicialmente como representações matemáticas do desempenho de um trabalhador, quando submetido a uma tarefa manual repetitiva. Isto é, à medida que as repetições são efetuadas, o trabalhador demanda menos tempo para a execução da tarefa, seja pela familiaridade adquirida com os meios de produção, seja pela adaptação às ferramentas utilizadas ou pela descoberta de “atalhos” para realização da tarefa.

Recentemente, os mecanismos de representação do aprendizado tecnológico endógeno têm sido utilizados em modelos de planejamento integrado de longo prazo (Yeh e Rubin, 2010), principalmente com o objetivo de prever reduções de custos em cenários de políticas ambientais e/ou energéticas. Estes modelos são largamente utilizados no setor energético para a análise da evolução dos custos de tecnologias e diversos estudos podem ser citados (IEA, 2000; Schrattenholzer e McDonald, 2001; Goldemberg et al, 2004; Riahi et al, 2004; Riahi et al, 2005; McKinsey, 2008; Blyth et al, 2009; Bake et al, 2009; Ferioli et al, 2009 e Micek, 2010).

Os modelos de aprendizado tecnológico (ou experiência tecnológica) podem utilizar dados de entrada baseados em ganhos históricos por experiência ou aprendizagem (*learning-by-doing*), em desenvolvimento paralelo e em conhecimento adquirido de outras áreas e até mesmo na intensidade de pesquisa e desenvolvimento do setor. Geralmente, se identificam estes modelos como curvas de aprendizado, ou até mesmo curva de experiência.

Geralmente, esta curva relaciona a modificação de um determinado parâmetro, geralmente custo de investimento, com a capacidade ou produção acumulada da tecnologia. Na literatura, são apresentados dados que suportam a correlação entre custo e experiência para diversos setores industriais, incluindo a produção de equipamentos de geração ou transformação de energia (IEA, 2000 e Schrattenholzer e McDonald, 2001) e, mais recentemente, para tecnologias de captura (Riahi et al, 2004; Riahi et al, 2005; McKinsey, 2008 e Micek, 2010).

Interessante notar que a redução de custo não está sendo considerada como função do tempo, mas da experiência acumulada. Schrattenholzer e McDonald (2001) sugerem que, ao contrário de um bom vinho, uma tecnologia que permanece na prateleira não melhora com o passar do tempo. Inclusive, já foi identificado que o oposto ao aprendizado por experiência (*learning-by-doing*), o esquecimento por não execução (*forgetting by not doing*) pode ocorrer (Schrattenholzer e McDonald, 2001 e Anzanello e Fogliato, 2007).

No entanto, podemos associar facilmente a variação da capacidade instalada com a evolução temporal. Além disso, na maioria dos casos que serão abordados neste trabalho, é possível assumir que a capacidade instalada, a produção e até mesmo a experiência tecnológica de um setor tende a acumular de forma crescente com o tempo. Desta forma, pode-se afirmar que o custo de uma determinada tecnologia tende a se reduzir com o tempo.

Apesar de apresentar uma forte correlação, por exemplo, com a capacidade instalada acumulada, não é possível realizar uma análise temporal da evolução de custos ou desenvolvimento das tecnologias desejadas. Para isso, seria necessário elaborar cenários que correlacionem sua variável (capacidade instalada) com o tempo. Esta correlação pode ser feita, mas em geral tende a garantir ao sistema características não lineares e geram mais incertezas acerca dos parâmetros utilizados.

Por este motivo, neste trabalho se propõe a classificação dos modelos de aprendizagem, a partir de sua variável fundamental. Modelos que não são descritos diretamente em função do tempo serão denominados "Modelos de Aprendizagem Indiretos", enquanto que os modelos em função do tempo serão denominados "Modelos de Aprendizagem Diretos".

A seguir serão apresentados os modelos utilizados neste trabalho. Para maiores informações sobre os diversos modelos disponíveis, Anzanello e Fogliato (2007) promovem uma excelente revisão dos modelos de curva de aprendizagem, em que apresentam sua origem, a formulação matemática, as vantagens e desvantagens dos modelos e suas aplicações.

a) Modelos Indiretos

Modelo Potencial: Também conhecida como curva de progresso ou curva de Wright (Yeh e Rubin, 2010 e Anzanello e Fogliato, 2007), foi o primeiro modelo a ser desenvolvido. A seguir, se pode observar a equação para o modelo potencial de fator único:

$$C = C_0 \cdot A^{-b}$$

onde C é o custo da última unidade, C_0 é o custo da primeira unidade produzida, " A " representa a variável acumulada (ex: produção ou capacidade instalada) e " b " é uma constante paramétrica, denominada constante de aprendizagem ou índice de aprendizagem.

A forma logarítmica desta curva é a representação mais comum identificada na literatura. Diversos estudos de geração elétrica, convencional ou renovável, utilizaram a equação a seguir para calcular o desenvolvimento tecnológico (Yeh e Rubin, 2010; Schrattenholzer e McDonald, 2001; IEA, 2000 e Goldemberg et al, 2004). Através do melhor ajuste ao modelo, as não linearidades existentes são desconsideradas.

$$\log C = \log C_0 - b \cdot \log A$$

Por conta de sua flexibilidade, o modelo potencial também tem sido utilizado na elaboração de estratégias de produção, estimativas de tempo para conclusão de determinadas tarefas, verificação do efeito de paradas no processo produtivo e levantamento das consequências das modificações nos parâmetros de um processo

durante a sua execução. Dentre os setores que fazem uso da curva de aprendizado potencial, merecem destaque a indústria de semicondutores, construção civil, eletrônicos, automotiva e aeroespacial (Anzanello e Fogliato, 2007).

$$PR = 2^{-b}$$

$$LR = 1 - 2^{-b}$$

Acima estão representados dois parâmetros frequentemente relatados na literatura e que causam alguma confusão. São eles a taxa de progresso (PR, ou *Progress Ratio*) e a taxa de aprendizagem (LR, ou *Learning Rate*). A LR pode ser compreendida como a redução no custo a cada duplicação da capacidade acumulada. Na Tabela 3-4 podem ser observados estes parâmetros para as tecnologias de captura.

Tabela 3-4 Dados de aprendizado tecnológico para processos de captura

Tecnologia	Descrição	LR	LR Max	LR Min	Variação (+/-)	PR	b	Fonte
Geral	CCS	12%	-	-	0,00%	88%	18,44%	McKinsey, 2008
PC	Amine	11%	16,50%	5,50%	5,50%	89%	16,81%	Broek et al, 2009
NGCC	Amine	11%	16,50%	5,50%	5,50%	89%	16,81%	Broek et al, 2009
IGCC	Selexol	12%	18,00%	6,00%	6,00%	88%	18,44%	Broek et al, 2009
PC	Amine	11%	16,50%	5,50%	5,50%	89%	16,81%	IEA GHG, 2006
NGCC	Amine	11%	16,50%	5,50%	5,50%	89%	16,81%	IEA GHG, 2006
IGCC	Selexol	12%	18,00%	6,00%	6,00%	88%	18,44%	IEA GHG, 2006
OxyFuel	Distillation	14%	21,00%	7,00%	7,00%	86%	21,76%	IEA GHG, 2006
Geral	Capture	13%	-	-	0,00%	87%	20,09%	Riahi et al, 2005
Geral	CCS	3%	-	-	0,00%	97%	4,39%	IEA, 2008

Modelo DeJong: Apesar de facilitar o esforço computacional, a curva de Wright possui uma tendência de redução de custos a uma taxa constante, o que não se verifica na realidade. Identifica-se esta limitação ao promover o limite do custo quando a produção acumulada tende a crescer fortemente:

$$\lim_{A \rightarrow \infty} C = \lim_{A \rightarrow \infty} C_0 \cdot A^{-b}$$

$$\lim_{A \rightarrow \infty} C \sim 0$$

Inicialmente, com o objetivo de analisar a influência da participação de maquinário na produção (Anzanello e Fogliato, 2007), a curva de DeJong incluiu um parâmetro de incompressibilidade do custo, isto é, um fator que representa a parcela do custo, que o aumento da experiência não promove a redução.

A mesma modelagem matemática também pode ser compreendida como um custo mínimo, que o aumento da experiência não permite atingir, e a que o custo tende no limite. O modelo de DeJong pode ser visto a seguir:

$$C = C_0 \cdot [F + (1 - F) \cdot (A^{-b})]$$

onde C e C_0 continuam a representar o custo da última e da primeira unidade, respectivamente, "A" e "b" continuam os mesmos e o novo parâmetro F é o fator de incompressibilidade do custo.

Pode-se verificar facilmente que, quando F tende a zero, a equação resultante é idêntica ao modelo de Wright. Quando F tende a 1, o custo não é reduzido pelo aumento da capacidade.

A principal motivação para o uso desta equação nesta dissertação deriva do fato de que, como foi mencionado, existe um mínimo de energia para promover a separação e compressão do CO₂. Esta energia requerida representa um mínimo de custo, de investimento e operação, que a planta deverá arcar. Por isso, o valor do

limite termodinâmico da separação será utilizado para estimar o patamar mínimo do custo.

Aplicação dos Modelos Indiretos: Como foi dito anteriormente, por definição, os modelos indiretos não permitem a identificação da evolução temporal do custo. Torna-se necessária a utilização de um modelo que correlacione o crescimento da capacidade com o tempo.

Apesar de existirem inúmeras opções a serem consideradas, optou-se pela utilização exclusiva de uma curva exponencial para representar o crescimento acumulado no tempo.

$$A = A_0 \cdot e^{d \cdot t}$$

onde A é a capacidade acumulada no tempo "t", A_0 representa a capacidade no tempo inicial e o parâmetro "d" representa a taxa de crescimento.

Neste trabalho, este modelo representará o número de instalações que utilizem a mesma tecnologia, seja pela capacidade instalada acumulada, seja pela energia gerada acumulada. De forma geral, como referência, será assumido um fator de 10%, o que fornece um crescimento padrão de 10,52% por período. Este valor foi determinado pela análise dos cenários da IEA em relação ao número de instalações de CCS (IEA,2007).

A motivação para a escolha deste modelo se baseou na facilidade matemática apresentada na união com os modelos indiretos, como pode se observar a seguir, para o caso do modelo Wright. O custo obedece à relação:

$$C = C_0 \cdot A^{-b}$$

Por sua vez, a capacidade acumulada segue um crescimento exponencial. Ao substituir a equação exponencial na relação acima:

$$C = C_0 \cdot (A_0 \cdot e^{d \cdot t})^{-b}$$

que pode ser reescrita como:

$$C = C_0 \cdot A_0 \cdot e^{-C_0 \cdot A_0 \cdot t}$$
$$C = F_0 \cdot e^{-kt}$$

onde F_0 é uma constante igual a $(C_0 \cdot A_0)$ e k é a taxa de redução de custo, igual a $(b \cdot d)$.

b) Modelos Diretos

Cabe ressaltar que, apesar de terem sido desenvolvidos e apresentados como modelos indiretos, os modelos de Wright e DeJong não são necessariamente indiretos.

Como toda equação matemática, eles podem ser utilizados para modelar um sistema e representar um conjunto de dados, diretos ou indiretos, com maior ou menor precisão. De forma geral, a escolha de se usar ou não um determinado modelo deve seguir uma metodologia comum, que permita promover a escolha do modelo mais adequado a cada situação. A capacidade de um modelo representar um determinado sistema, ou conjunto de dados, está fortemente associada às suas limitações, sejam elas físicas ou matemáticas.

Modelo Diferencial ou D&L: Este modelo foi desenvolvido neste trabalho, com o objetivo de gerar um modelo em função do tempo que possuísse duas características principais: apresentasse um patamar mínimo, como ocorre no modelo DeJong; cuja curva do modelo seja sigmoidal, ou em forma de "S".

Inicialmente, a determinação do modelo se baseou na curva de crescimento logístico, por apresentar o formato desejado e poder ser escrito sob a forma diferencial simplificada, igual a:

$$\frac{dC(t)}{dt} = C(t) \cdot (1 - C(t))$$

De forma a deslocar a curva ao primeiro quadrante, pois o tempo (em unidade absoluta ou reduzida¹¹) não admite valores negativos, e alcançar uma curva em "S" decrescente, optou-se por generalizar a equação probabilística segundo a forma:

$$C(t) = C_0 \cdot \left[1 - \frac{1}{1 + \exp\left(\frac{t - \mu}{\delta}\right)} \right]$$

onde $C(t)$ é o custo no tempo "t", C_0 é o custo no tempo inicial, μ representa o tempo em que o custo foi reduzido à metade (tempo médio logístico) e δ representa a taxa de redução. Para deslocar a inflexão da curva ao primeiro quadrante, é necessário que $\mu > 0$.

Como o modelo acima ainda não é capaz de representar um patamar mínimo para o custo, será adicionado o mesmo mecanismo do modelo DeJong. Por este motivo, foi dado ao modelo aqui desenvolvido o nome de DeJong e Logístico, ou D&L. A forma final do modelo é:

$$C(t) = C_0 \cdot \left\{ F + (1 - F) \cdot \left[1 - \frac{1}{1 + \exp\left(\frac{t - \mu}{\delta}\right)} \right] \right\}$$

onde todos os parâmetros já foram apresentados anteriormente.

Apesar de ser um modelo mais robusto, ele também apresenta maior complexidade, por possuir quatro parâmetros a serem estimados, enquanto que modelos simples, como o Wright, necessitam apenas de dois. A aplicação de um modelo mais complexo cabe ao usuário, apesar de que a necessidade de um número maior de dados para a estimação dos parâmetros e de um maior esforço computacional restringe bastante sua aplicação prática.

¹¹ Unidade reduzida: Método de mudança de variável, como subtração por uma constante (ex: ano inicial), logaritmo ou ordenação.

A Figura 3-8 apresenta uma aplicação do modelo sugerido neste trabalho. Rubin et al (2007) promovem a análise da taxa de aprendizagem (LR) do sistema de dessulfurização em termelétricas e, devido à semelhança com a captura de CO₂, sugerem que a taxa para o processo de absorção possua uma LR similar. Os losangos representam os pontos originais do artigo, que foram determinados através do programa Engauge Digitizer¹².

A curva de Wright, utilizada no artigo, está representada em verde, enquanto que a curva D&L está representada em vermelho. Visualmente, já se pode perceber um melhor ajuste do modelo D&L, que apresentou uma correlação de 99,7% com os dados originais. Deve-se notar, entretanto, que o reduzido número de pontos disponíveis não permite uma análise mais criteriosa da qualidade do ajuste. A função objetivo para a estimação dos parâmetros foi o somatório dos quadrados dos erros.

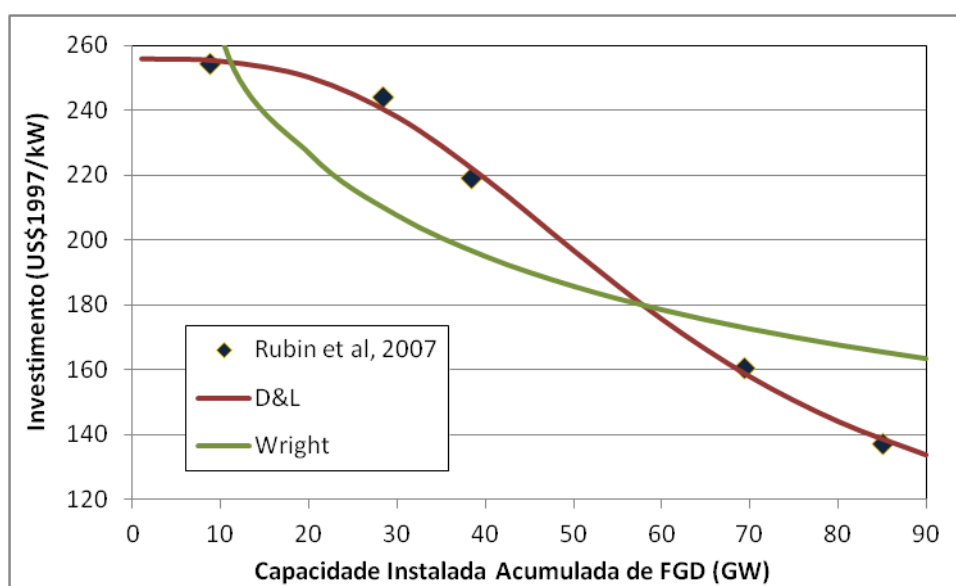


Figura 3-8 Tendência de custos para o FGD em termelétricas entre 1976 e 1995.

Fonte Elaboração própria

¹² O software permite a digitalização de dados encontrados sob a forma de figuras, tornando possível recuperar dados divulgados, por exemplo, em gráficos. Para maiores informações, acessar: <http://digitizer.sourceforge.net/>.

Independente do tipo de modelo utilizado, deve-se ter em mente que os mesmos apresentam incertezas muito grandes e forte sensibilidade aos parâmetros, e que estas características não devem ser menosprezadas, pois certamente afetarão a validade do estudo.

Por exemplo, Grubler and Gritsevskii (apud Yeh e Rubin, 2010) mostraram que quando se tem certeza acerca da taxa de aprendizagem, a solução ótima é investir cedo na tecnologia "ganhadora". Entretanto, quando a taxa é incerta, como acontece normalmente, a solução ótima apresenta o investimento em um portfólio de tecnologias, o que gera uma menor difusão no setor. Aliás, é possível verificar uma forte semelhança entre este resultado e o caso atual do CCS.

Blyth et al (2009) realizaram um estudo sobre as incertezas dos efeitos de políticas de incentivo tecnológico e da evolução de custos de tecnologias de abatimento de emissões de CO₂ em um mercado de carbono hipotético.

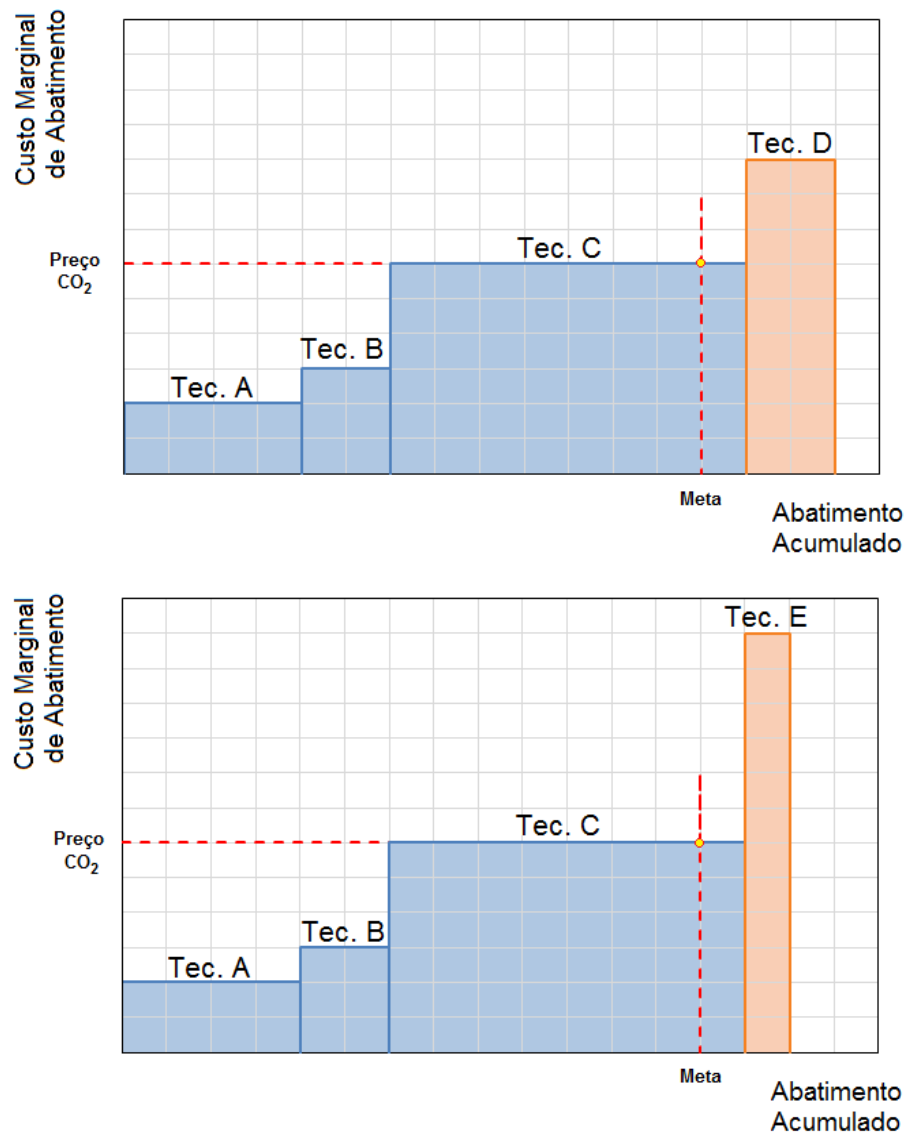


Figura 3-9 Curva do custo marginal de abatimento para cinco tecnologias.

Fonte: Elaboração própria baseado em Blyth et al, 2009.

A figura acima promove a comparação de cinco tecnologias de redução de emissão em dois casos. A separação servirá para destacar a comparação entre as duas opções tecnológicas, D e E. Para facilitar a compreensão, pode-se considerar estas duas tecnologias como processos diferentes de captura de CO_2 . Pode-se perceber que a tecnologia E possui um CMA mais alto que D; além disso, também apresenta menor capacidade de abatimento.

De forma simplificada, o preço do carbono é obtido pela curva do CMA das opções de mitigação analisadas para se atingir determinada meta de emissão. Curvas como aquelas apresentadas na Figura 3-9 indicam que a aplicação prioritária de medidas com menor custo promoveria uma maior eficiência da alocação de recursos financeiros para atingir a meta. Utilizando a análise comum das curvas de CMA, ao comparar as cinco tecnologias, é evidente o favorecimento sequencial das tecnologias conforme a ordem: A, B, C, D e E. No entanto, este método não considera a dinâmica do desenvolvimento tecnológico (Blyth et al, 2009).

Como foi visto anteriormente, as curvas de evolução por aprendizagem seguem uma configuração que se opõe à curva de CMA, em que as opções de baixo custo só estão disponíveis após as etapas iniciais e de maior custo (como pesquisa, desenvolvimento e demonstração). Como também foi apresentado, cada tecnologia possui uma capacidade de redução de custos diferente, ou seja, a evolução da redução de custos pode variar entre as tecnologias.

A figura a seguir expressa o comportamento da curva de aprendizagem para as tecnologias D e E. Foi utilizado o modelo de Wright, com coeficientes fictícios. As três etapas para cada tecnologia (D1, D2, D3, E1, E2 e E3) podem ser compreendidas como etapas sequenciais do desenvolvimento. No caso do CCS, seriam algo como: projetos de demonstração e avaliação; começo da comercialização e projetos pioneiros, ou plantas FOAK (*first-of-a-kind*); e comercialização plena.

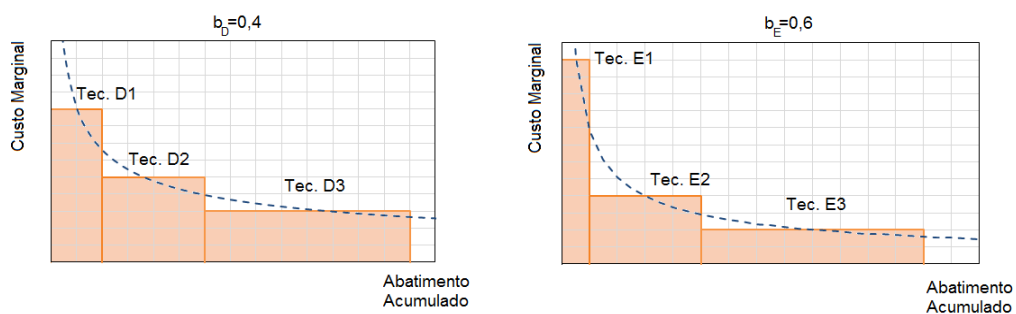


Figura 3-10 Curvas de aprendizagem fictícias para as tecnologias D e E.

Fonte: Elaboração própria.

Deve-se ressaltar que a ocorrência de D2, D3 estão necessariamente restritas à ocorrência de D1 (análogo para a tecnologia E). A tecnologia E, apesar de possuir um CMA maior inicialmente, apresenta um aprendizado mais acelerado, de forma que para quantidades de abatimento equivalentes, a fase de comercialização da tecnologia E (E3) apresenta um CMA menor que a tecnologia D (D3). A figura incorpora a perspectiva de desenvolvimento tecnológico das duas tecnologias nas curvas de CMA originais.

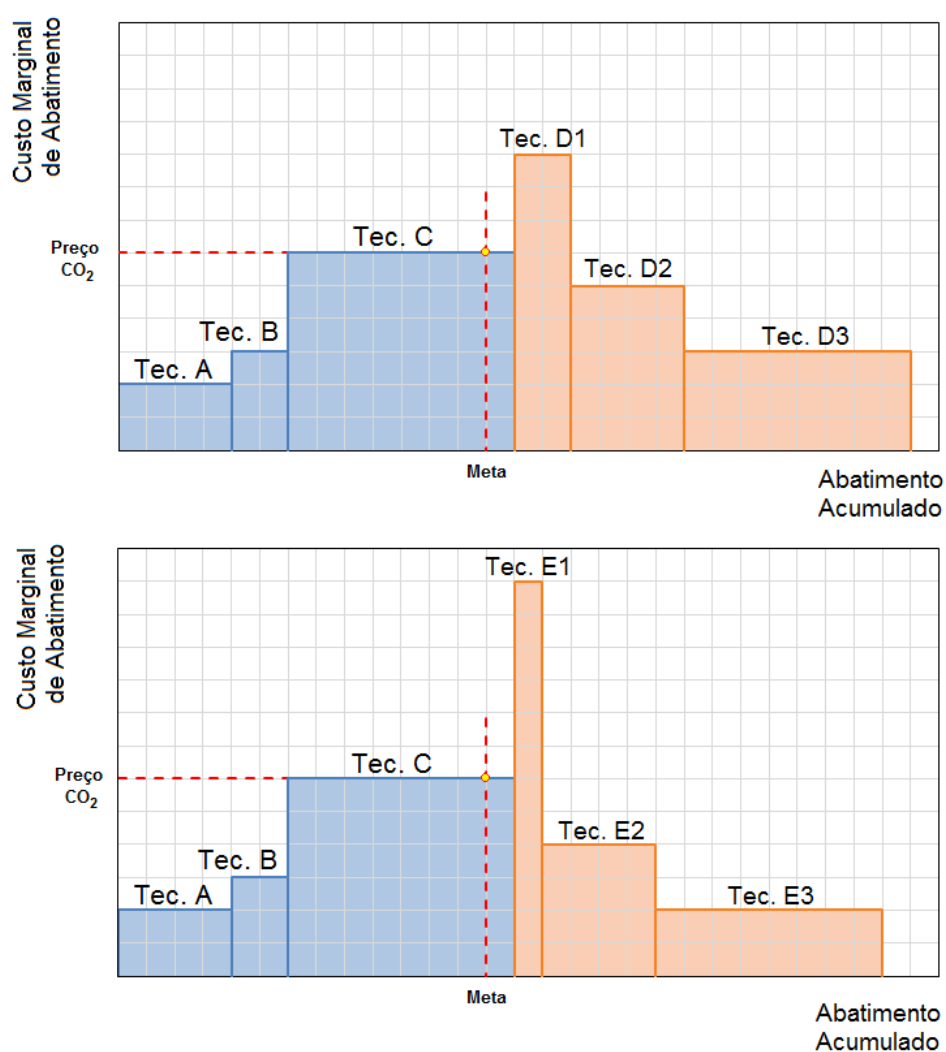


Figura 3-11 Curva de custo marginal de abatimento com aprendizado tecnológico.

Fonte: Elaboração própria baseado em Blyth et al, 2009.

É possível verificar que a meta continua a mesma utilizada na Figura 3-9, assim como o preço do CO₂ no mercado de carbono. Como as etapas D2, D3 e E2, E3 dependem da ocorrência anterior de D1 e E1, respectivamente, até o momento a análise convencional da curva de CMA seria a mesma realizada para a Figura 3-9. Interessante notar que esta escolha favorece a tecnologia C, enquanto que o desenvolvimento pleno da tecnologia D ou E, que apresentam um custo menor, estão "presas", ou indisponíveis.

É neste momento que Blyth et al (2009) promovem sugestões para modificar a análise usual da curva de CMA, ao introduzir os efeitos de políticas de incentivo tecnológicos, tais como devem ser propostos pelos agentes reguladores (Blyth et al, 2009; Markusson e Hazeldine, 2010; IEA, 2010). Os autores sugerem que o adiantamento das etapas de desenvolvimento inicial das tecnologias com perspectiva de redução de custo (D1, D2 para tecnologia D, e E1, E2 para tecnologia E) promoveria a configuração de menor custo total, determinada nas figuras pela área preenchida até o valor da meta de abatimento. As novas configurações podem ser observadas na Figura 3-12.

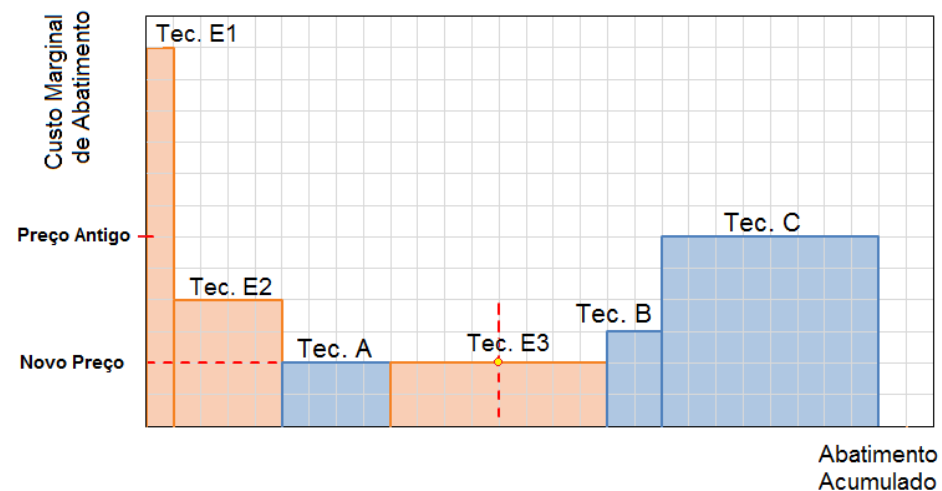
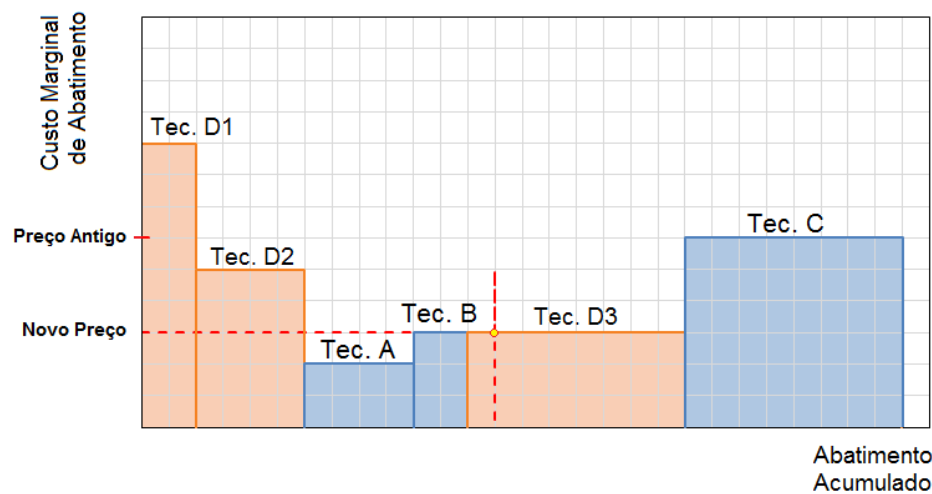


Figura 3-12 Curvas de custo marginal de abatimento com incentivo tecnológico, promovendo o amadurecimento mais cedo das tecnologias.

Fonte: Elaboração própria baseado em Blyth et al (2009).

Assim, ao incentivar o desenvolvimento precoce dos estágios de desenvolvimento, o preço do carbono encontrado, para a mesma meta de mitigação, é menor do que o preço inicial para ambos os casos. Seja para pesquisa e desenvolvimento, projetos de demonstração ou incentivos para a comercialização, a partir de mecanismos de incentivo financeiro o órgão regulador pode promover a antecipação de determinadas tecnologias.

No caso do CCS, em relação a outras medidas de mitigação para o setor industrial, elétrico ou de petróleo e gás, existe ainda uma outra vantagem para o incentivo à demonstração antecipada da viabilidade técnica e econômica do CCS. Como existem incertezas acerca do valor exato das metas de redução de emissões que deverão ser propostas, e como existem diversas opções mitigadoras disponíveis, o regulador encontra um grande risco de incentivar determinado conjunto de medidas. Visto de outra forma, qualquer variação na meta no eixo horizontal pode promover a inclusão ou exclusão de tecnologias possíveis.

Desta forma, apesar de o CCS apresentar uma opção de alto custo, este também apresenta um potencial de armazenamento enorme, ou ainda, é responsável por um grande espaço no eixo horizontal. Logo, sua antecipação e consequente redução de custo podem reduzir os riscos associados às escolhas tecnológicas para atingir metas de emissão, mesmo diante das suas incertezas.

Importante ressaltar que não há garantias de que a antecipação de determinadas tecnologias promoverá a redução do preço de carbono (Blyth et al, 2009). Ao adiantar tecnologias de maior custo, existem dois efeitos que devem ser considerados: o deslocamento de tecnologias mais baratas para a direita do eixo horizontal da curva, o que adia as opções mais viáveis no curto prazo; e o risco associado à dinâmica de desenvolvimento tecnológico, cujo modelo pode estar superestimado ou subestimado, afetando diretamente o valor do preço de carbono.

Uma das possibilidades de se escolher as tecnologias a serem antecipadas é a análise baseada nos perfis de aprendizado tecnológico. Nem sempre é fácil identificar que não é só o valor final do custo que influencia a análise, mas também a rapidez do aprendizado. Comparando as tecnologias D e E, por exemplo: apesar de apresentar um custo inicial maior, a tecnologia que apresentou o menor preço de CO₂ foi a tecnologia

E. Isso se deve à maior taxa de aprendizagem, que pode ser verificado pela grossura das barras das etapas iniciais.

Como o resultado ótimo apresenta a menor área preenchida até a meta de redução de emissão, caso as etapas a serem adiantadas possuam aprendizados mais lentos, isto é, barras mais grossas (como D em relação à E) o efeito de redução do preço de carbono pode ser afetado diretamente.

Além disso, importante ressaltar que a antecipação de determinadas tecnologias não descarta a possibilidade de investimentos em um portfólio tecnológico. Inclusive, estudos indicam que o incentivo a diversas opções de mitigação favorecem a redução de custo e a minimização do risco e incertezas do investidor (Blyth et al, 2009; Yeh e Rubin, 2010).

Logo, torna-se evidente a importância de se considerar na análise a aplicação e limitações dos modelos de aprendizagem, ao se utilizar esta ferramenta para a elaboração de políticas de longo prazo. Além disso, um estudo da análise de incerteza dos parâmetros envolvidos nestes modelos se mostra válido, oportuno e inédito.

3.5. Distribuições de Probabilidade

Como foi mencionado anteriormente, serão utilizadas diferentes distribuições de probabilidades para atribuir uma probabilidade aos valores observados para um determinado parâmetro.

Diversas distribuições podem ser utilizadas e a qualidade do ajuste pode ser analisada por um conjunto menor de testes estatísticos. Atualmente, já existem softwares, como o Statistica® e o Crystal Ball®, que executam os ajustes e determinam os parâmetros de adequação ao ajuste (*goodness-of-fit*). Para simplificar a análise, serão considerados apenas quatro tipos de distribuições, apresentadas a seguir, e o critério de ajuste será o teste de Kolmogorov-Smirnov.

Serão utilizadas apenas as curvas mais simples, isto é, com menor complexidade matemática e número de parâmetros. A Figura 3-13 apresenta o comportamento geral das quatro distribuições apresentadas a seguir. São elas:

Distribuição Uniforme: Também chamada de distribuição equiprovável. Determina que todos os valores observados, do mínimo ao máximo, possuem probabilidades idênticas. É o caso clássico da probabilidade de se tirar um determinado valor em um dado não viciado. Esta distribuição pode ser utilizada voluntariamente, por exemplo, quando se deseja observar o efeito da variação de um parâmetro, sem associar uma maior probabilidade de ocorrência aos valores.

Distribuição Triangular: Determina uma distribuição com um ponto máximo de probabilidade, que se reduz linearmente em direção aos extremos. São necessários apenas um valor mínimo e um valor máximo, cujas probabilidades de ocorrência são baixas, e pelo menos um valor intermediário, mais provável. Esta é a distribuição mais utilizada quando se tem um menor número de valores observados, podendo ser utilizada, em certos casos, apenas uma faixa de segurança (por exemplo: $\pm 20\%$).

Distribuição Normal: É a distribuição probabilística mais importante na estatística (DeGroot e Schervit, 2002). Com uma formulação matemática simples e uma curva simétrica, diversos fenômenos podem ser aproximados a esta distribuição. Ela permite uma maior liberdade que a triangular, sendo função da média e do desvio padrão da amostragem. Como na triangular, existe um valor mais provável (neste caso, igual à média) e a probabilidade decresce para os extremos, mas não de forma linear.

Distribuição Log-Normal: Talvez a principal variação da curva normal, esta distribuição apresenta uma descentralização, ao contrário da Normal. Neste modelo, o logaritmo da variável deve obedecer a uma distribuição normal. Esta distribuição pode ser utilizada, como a distribuição triangular, para descrever uma curva descentralizada.

O teste de Kolmogorov-Smirnov é um dos três testes disponíveis pelo Crystal Ball® para analisar a qualidade do ajuste. Além deste, estão disponíveis o teste de Chi-Quadrado e Anderson-Darling. A escolha se baseou no manual do software

(Decisioneering, 2000). O teste indica a maior distância vertical entre a distribuição da amostra e a distribuição a ser testada (DeGroot e Schervit, 2002).

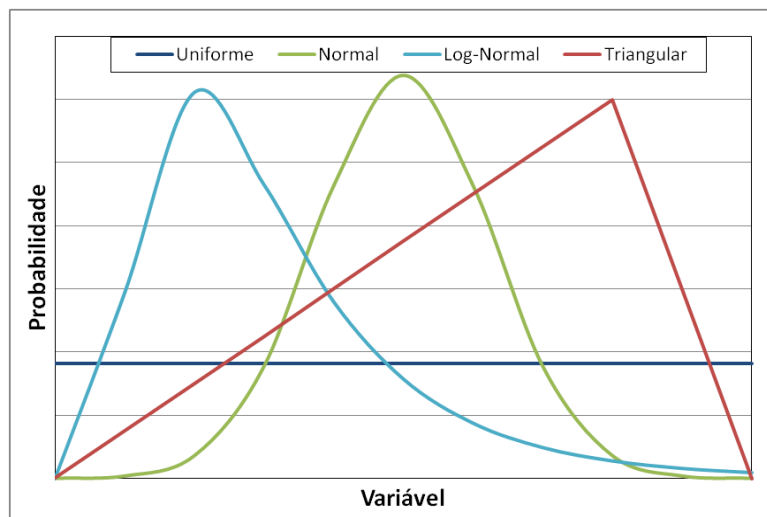


Figura 3-13 Curvas gerais das distribuições de probabilidade.

Fonte: Elaboração própria

Logo, a partir de uma descrição detalhada das condições acerca da variação dos parâmetros é possível determinar qual a melhor distribuição, para aquele parâmetro. De forma geral, o próprio software utilizado para a análise de incerteza determinará qual distribuição garante o melhor ajuste. No entanto, em casos específicos, devido à natureza ou a falta de dados suficientes de determinado parâmetro, a distribuição poderá ser escolhida independentemente pelo usuário.

3.6. Crystal Ball

O Crystal Ball® foi desenvolvido para efetuar previsões a partir da variabilidade dos parâmetros de entrada de um modelo determinístico. O programa roda sobre uma planilha, por exemplo, do Excel, que contém este modelo, tornando possível associar distribuições probabilísticas a cada uma das variáveis do modelo que está sendo simulado na planilha.

As distribuições disponíveis pelo software são: normal, triangular, Poisson, binomial, lognormal, uniforme, exponencial, geométrica, Weibull, beta,

hipergeométrica e personalizada. Na distribuição personalizada, as distribuições anteriores podem ser combinadas por faixa de valor da variável. As variáveis são normalmente simuladas como variáveis independentes, embora seja possível definir correlações entre as variáveis.

Uma vez definidas as variáveis, através da seleção da distribuição e definição dos valores estatísticos básicos (por exemplo: mínimo, máximo, média e desvio padrão), o modelo é rodado por um número de vezes, definido pelo usuário, utilizando método de Monte Carlo. O método utilizado pode ser na sua forma simples ou pela amostragem hipercúbica latina.

Na amostragem simples, para cada variável, os valores são gerados utilizando números aleatórios de acordo com a distribuição de probabilidade acumulada. Já na forma hipercúbica latina, a distribuição é subdividida em intervalos não sobrepostos de igual probabilidade, então valores aleatórios são selecionados em cada intervalo. O método hipercúbico latino é normalmente mais preciso do que a amostragem de Monte Carlo simples, porque garante que toda a extensão de valores das distribuições é amostrada de forma mais consistente. Este método também permite atingir a mesma precisão do que o método de Monte Carlo simples com um número menor de simulações.

Para cada simulação realizada é elaborado um relatório, no qual é apresentado o resultado da simulação probabilística. Este resultado pode ser acessado sob a forma gráfica ou numérica, além do ajuste dos resultados a uma das distribuições disponíveis.

Há alguns anos este programa vem sendo usado na área científica por permitir efetuar cálculos probabilísticos, inclusive análise de sensibilidade e análise de incertezas. Seu uso inclui, por exemplo, trabalhos de pesquisa na área de saúde pública (Hacon, 1996; Hacon et al, 1997a; 1997b), deposição de rejeitos sólidos (Peres & Rochedo, 2001) e avaliação de impacto ambiental devido a efluentes radioativos (Shu, 2008; Shu et al., 2009; 2011).

3.7. Resumo da metodologia

Nos próximos três capítulos serão analisados, conforme as ferramentas aqui descritas, os processos de captura para as tecnologias de geração elétrica apresentadas no capítulo 2. Ainda serão discutidos o estágio de desenvolvimento, o potencial de evolução tecnológica e as opções de *readyness* para cada uma delas. Estes capítulos foram elaborados a partir do seguinte procedimento:

- Apresentação do estado-da-arte das tecnologias de geração de eletricidade, com e sem captura;
- Cálculo da energia mínima de captura;
- Levantamento de pesquisa e desenvolvimento do processo de captura;
- Determinação do modelo de aprendizagem para o processo de captura;
- Considerações para uma planta *ready*;
- Apresentação das opções de investimento e análise financeira, através dos indicadores descritos conforme item 3.3. Neste caso, a análise financeira consistirá de três etapas:
 - Básica: considerando custos e efeitos constantes;
 - Dinâmica: utilizando curvas de aprendizagem;
 - Probabilística: através do Crystal Ball®;

4. Captura em Pós-Combustão para Plantas PC

4.1. Estado da Arte da Pós-Combustão em Plantas PC

Verificar seção 5.1 e Anexo 1.

4.2. Energia Mínima de Separação da Pós-Combustão

De forma a comparar os diversos solventes e processos de absorção química, é de grande importância avaliar qual seria o mínimo de energia requerido para uma unidade de captura conceitual. O processo de captura pode ser dividido, de forma simplificada, em duas etapas principais: separação do CO₂ e compressão.

A seguir, serão detalhadas as metodologias utilizadas para calcular esta energia mínima para cada etapa, segundo metodologia apresentada no Capítulo 3. Além disso, também serão discutidas as origens da penalidade energética e os motivos pelos quais os processos atuais ainda se distanciam do limite teórico.

4.2.1. Trabalho Mínimo de Separação

Iniciando pela primeira etapa descrita anteriormente, a etapa de separação em um processo de captura de pós-combustão é, normalmente, a etapa mais energointensiva do processo de captura. Mais especificamente, a etapa de regeneração do solvente com liberação do dióxido de carbono é a operação que demanda maior consumo energético de todo sistema de captura. Por este motivo, ele é o principal foco de pesquisa e desenvolvimento na área de absorção e é, regularmente, utilizado como indicador comparativo entre os processos de absorção.

Primeiramente, será definida uma taxa de captura padrão de 90% do CO₂ presente no exausto. Desta forma, poder-se-á relacionar o consumo energético específico (ex: GJ/t de CO₂) dos diversos processos/solventes sem maiores problemas de relatividade.

Definida a taxa de captura, é possível definir o processo em questão. A forma mais simples de definir o sistema de captura pode ser observada na Figura 4-14. Supondo uma corrente de gás exausto, com determinado teor de CO₂, o processo de captura, seja ele qual for, deverá gerar uma corrente rica de CO₂ (de forma a simplificar, esta corrente será considerada como CO₂ puro) e outra corrente, contendo o CO₂ não capturado e o restante dos contaminantes.

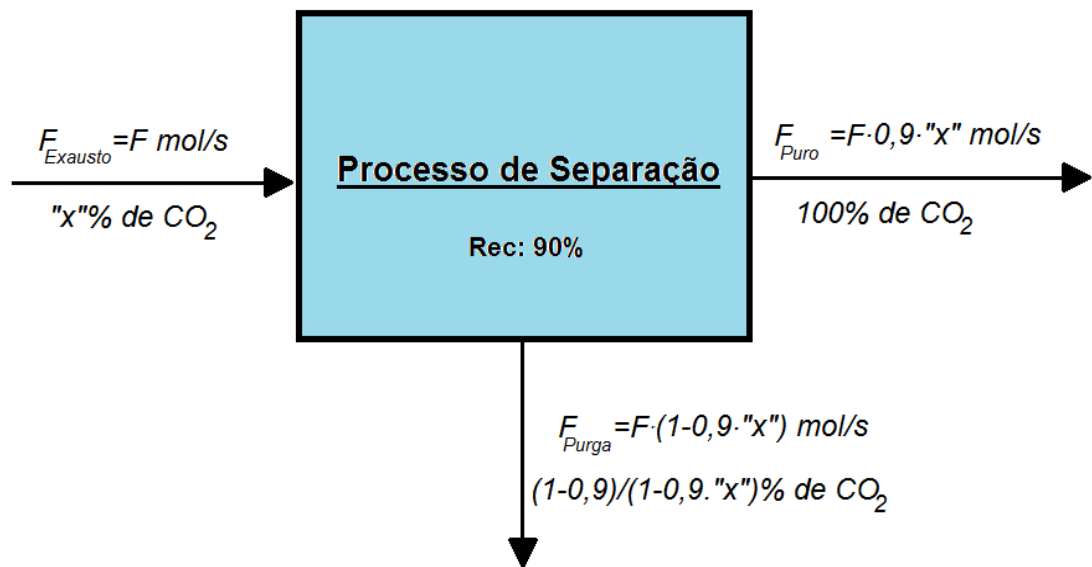


Figura 4-14- Processo conceitual de separação com recuperação de 90%

Fonte: Elaboração própria

Como foi mencionado no capítulo 3, serão utilizadas duas metodologias para se calcular a exergia de cada corrente:

- Considerando cada corrente uma mistura ideal, pode-se calcular a exergia molar pela equação a seguir, onde j é o índice de cada corrente. A dedução desta equação pode ser encontrada no item 3.1.1.

$$\overline{B}_j = R \cdot T_j \cdot \sum_{i=1}^{n.c.} x_{ij} \cdot \ln x_{ij}$$

- Utilizando uma equação de estado, é possível obter os resultados para a entalpia e entropia de cada uma das correntes nas condições de temperatura, pressão e composição. A equação de estado utilizada neste trabalho foi a Peng-Robinson.

A Figura 4-15 corresponde ao cálculo da energia mínima de separação, pela equação da exergia das correntes, conforme a variação da fração molar de entrada. Neste caso, assumiu-se que o restante do exausto era composto apenas por nitrogênio e que o processo era isotérmico.

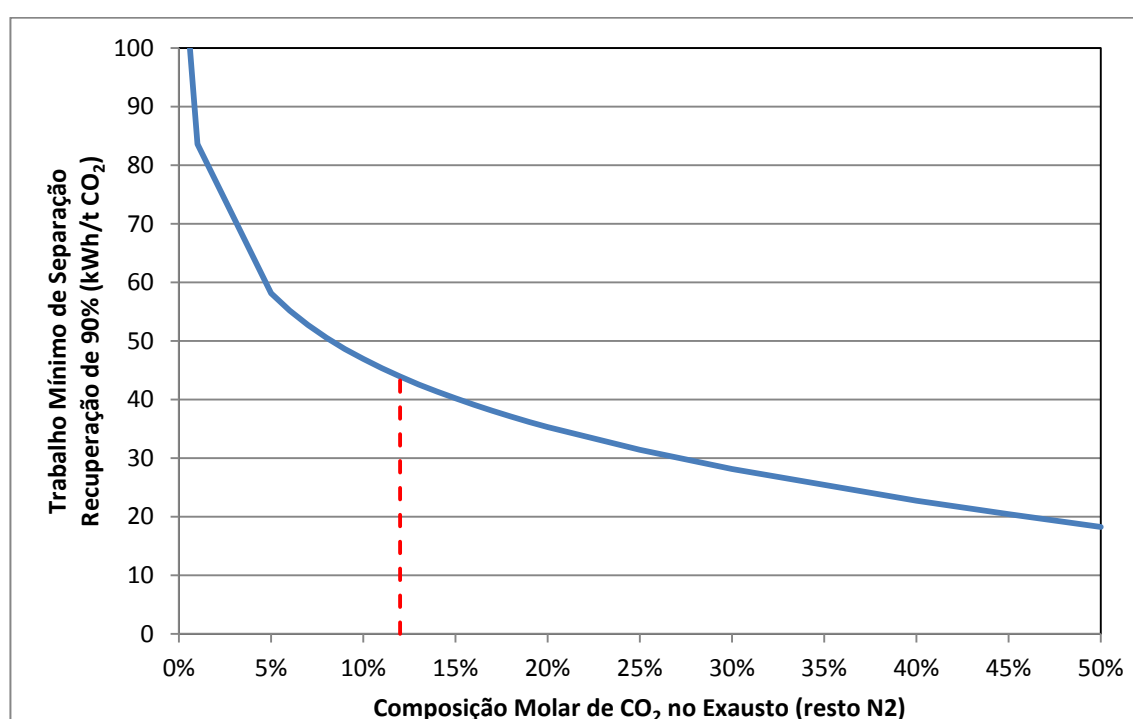


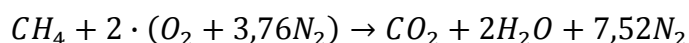
Figura 4-15 - Trabalho mínimo para 90% de recuperação do CO₂ em função da composição molar do exausto

Interessante notar que, para frações menores de CO₂, o trabalho específico requerido para promover a separação é maior – e cresce exponencialmente. Isto explica, em grande parte, porque o processo de captura de exausto de uma termoelétrica a gás natural, cujo teor de CO₂ é menor devido ao excesso de ar que entra na turbina, exhibe uma penalidade energética maior em relação a uma termoelétrica a carvão.

Para a composição típica de um exausto de uma termoelétrica a carvão foi utilizado o valor de 12% molar de CO₂ (IECM; Rubin et al, 2007; IEA GHG, 2006). Para este valor de composição de exausto, o valor da energia mínima é de 44,0 kWh/t (0,158 GJ/t). Ao utilizar a equação de estado para calcular a entalpia e entropia reais das correntes envolvidas, o valor encontrado foi de 43,9 kWh. A literatura apresenta valores próximos dos encontrados neste trabalho (Rochelle et al, 2011).

Em um primeiro caso idealizado, foi considerado que o restante do exausto é composto de nitrogênio. Ao utilizar esta limitação, o teor de água no exausto e a presença de gases como o oxigênio, argônio e compostos de enxofre não é considerada.

Apenas para verificar os efeitos desta limitação, considere um exercício: o caso de uma queima estequiométrica de metano, seguida por um simples resfriamento do exausto. Inicialmente, o combustível é misturado com ar em quantidade estequiométrica, nas condições ambientes (100 kPa e 25°C). A combustão ocorre de forma completa, convertendo todo o metano em dióxido de carbono, seguindo a equação:



O gás exausto se encontra com uma composição molar de 9,5% de CO₂, 19% de água e, supondo uma reação adiabática, a uma temperatura de 2.026°C. De forma a reproduzir o caso ideal anterior, deve-se resfriar o gás exausto em seguida para 25°C. Nesta temperatura, a mistura saturada contém cerca de 3,2% molar de água na fase vapor. A composição de CO₂ é de 11,4%, muito próximo do valor utilizado inicialmente.

Assumindo novamente uma taxa de captura de 90% do CO₂, pode-se obter o trabalho mínimo de separação, pelas mesmas metodologias. Neste caso, a exergia das correntes, calculada pela equação da fração molar, varia muito pouco, resultando em um trabalho mínimo de separação de 44,8 kWh/t de CO₂ (0,161 GJ/t), um aumento de 1,95%. Pela variação da Energia Livre de Gibbs o resultado foi de 44,4 kWh/t de CO₂ (0,159 GJ/t), um aumento de apenas 1,10% para a mesma metodologia.

Logo, pode-se perceber que a aproximação feita não modifica significativamente o resultado. Por este motivo, deste ponto em diante a energia mínima para separação de 90% de um exausto típico será considerada como igual à ideal, ou seja, 44,0 kWh/t (0,158 GJ/t).

4.2.2. Comparação com energias de regeneração de diversos solventes

Uma vez em mãos da energia mínima requerida para promover a separação do CO₂ de um exausto típico e lembrando que a energia utilizada na regeneração do solvente e liberação do CO₂ corresponde à operação com maior consumo energético dentro do processo de captura, pode-se finalmente correlacionar os processos apresentados anteriormente a um indicador relativo comum.

Na Tabela 4-5 podem ser encontrados os valores de regeneração correspondentes a cada processo/solvente, assim como o valor relativo desta energia em relação ao mínimo termodinâmico, determinado em 0,158 GJ/t. A temperatura do vapor necessário foi considerado igual para todos os processos, em 155°C. Desta forma, o máximo de trabalho que a fonte quente é capaz de realizar é igual ao calor multiplicado pela eficiência de Carnot. Novamente utilizando 25°C como a temperatura de referência (reservatório frio), se obtém uma eficiência de Carnot de cerca de 30%.

Tabela 4-5 - Comparação entre a energia de regeneração e o mínimo teórico

Solvente / Processo	Calor de Reg. (GJ/tCO ₂)	Trab Equiv. (GJ/tCO ₂)	Relação com Mínimo Teórico	Fonte
MEA	4,20	1,26	8,0	Svendsen et al, 2011
MEA	3,70	1,11	7,0	Raynal et al, 2011
Castor-2	3,20	0,96	6,1	csforum.org
RS-1	2,85	0,86	5,4	uregina.ca
Piperazina	2,60	0,78	4,9	Rochelle et al, 2011
KS-1	2,53	0,76	4,8	mhi.co.jp
Cansolv	2,41	0,72	4,6	shell.com
DMX-1	2,30	0,69	4,4	Raynal et al, 2011
RS-2	2,07	0,62	3,9	uregina.ca
Chilled Ammonia	2,00	0,60	3,8	Raynal et al, 2011
4ª Geração	0,95	0,29	1,8	Feron, 2009

Importante ressaltar que os valores utilizados para esta comparação foi o menor valor reportado nas fontes correspondentes. O processo convencional, com solução de 30%p/p de MEA está no topo da lista com uma energia de regeneração cerca de 7 a 8 vezes maior que o mínimo teórico. O projeto CASTOR atualmente corresponde com 6 vezes mais e tem como objetivo a redução da penalidade até 2,0 GJ/t, o que ainda corresponderia a cerca de 4 vezes o mínimo. Os solventes KS-1 e DC101 da Cansolv reportam bons resultados, na faixa de 4,7.

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

Por fim, serão avaliados os resultados relativos dos solventes RS, da HTC Pureenergy e Doosan. O Solvente RS-1 exibe um resultado similar à piperazina, embora seu processo conceitual seja parecido com o processo conceitual. O solvente RS-2 também envolve um processo bastante similar ao convencional, no entanto apresenta um resultado surpreendentemente positivo, próximo do Chilled Ammonia.

Ao fazer uma análise crítica dos resultados, verifica-se que aparentemente o solvente RS-2 que, novamente, possui um processo similar a solventes como MEA e KS-1, apresenta resultados comparáveis a processos inovadores como o DMX e Chilled Ammonia. Sem obter maiores informações sobre a natureza do solvente e considerações do cálculo da energia de regeneração, é razoável questionar o resultado do solvente RS. Diversas hipóteses podem ser feitas em relação ao valor declarado. Por exemplo:

- O valor inclui apenas o vapor que segue para o *reboiler*, mas desconsidera algum vapor utilizado para o *stripping*?
- Qual é a temperatura deste vapor? Esta informação é importante, pois o aumento da temperatura do vapor provocaria uma redução do consumo de vapor, mas teria efeitos negativos na estabilidade do solvente.
- O valor declarado garante uma operação estável, com uma perda mínima de solvente?

4.2.3.Origens da Penalidade Energética

Como se pode observar, os processos de absorção química em desenvolvimento ainda exibem resultados muito acima do mínimo determinado pela termodinâmica. Nesta etapa, serão identificadas as principais causas da penalidade energética, como elas influenciam o processo e como podem evoluir de forma a reduzir o consumo energético.

O calor requerido no *reboiler* da coluna regeneradora pode ser calculado em função de três parâmetros:

- Calor de Absorção: inclui não só o calor para reverter as ligações químicas formadas na coluna absorvedora (calor de reação), liberando o CO₂ e regenerando o solvente, mas também o calor de solubilização do CO₂ no solvente e o calor por formação de mistura não-ideal;
- Calor Sensível: responsável pela elevação da temperatura do solvente até a temperatura do reboiler (*reboiler*), normalmente entre 100 e 130°C;
- Calor de Vaporização: referente ao calor necessário para gerar o vapor (majoritariamente composto de água) que não é condensado pela coluna (rejeitado no topo).

Para o processo de MEA 7m (30%p/p) cerca de 60% da energia do reboiler provém do calor de reação (Oexmann e Kather, 2010). Pode-se calcular o calor do reboiler como a soma dos três parâmetros, como a seguir:

$$Q_{reb} = Q_{abs} + Q_{sens} + Q_{vap}$$

Oexmann e Kather (2010) promovem uma discussão sobre a importância destes três termos e as condições do processo, e mostram como alguns estudos fazem afirmações equivocadas em relação à dependência do calor do *reboiler* a estes termos. Os autores apresentam o equívoco comum na busca apenas de sistemas com menores calores de absorção com o objetivo de reduzir o consumo energético, sem levar em consideração os outros parâmetros. No processo de absorção, a existência do calor sensível e do calor de vaporização é inevitável, e possui correlação direta com o calor de absorção, que promove a regeneração do solvente.

Os mesmos autores propõem a seguinte equação para a estimativa do calor específico (calor por massa) necessário no *reboiler*:

$$Q_{reb} = \frac{\Delta h_{abs,CO_2}}{MM_{CO_2}} + \frac{C_p(T_{reb} - T_{rico})}{\Delta\alpha} \cdot \frac{MM_{solv}}{MM_{CO_2}} \cdot \frac{1}{x_{solv}} + \Delta h_{vap,H_2O} \cdot \frac{p_{H_2O}}{p_{CO_2}} \cdot \frac{1}{MM_{CO_2}}$$

onde C_p é a capacidade calorífica molar da solução, T_{reb} e T_{rico} são a temperatura do refeedor e a temperatura de entrada do solvente rico, respectivamente, $\Delta\alpha$ a diferença de carregamento (*loading*) do solvente entre fundo e topo, x_{solv} a fração molar do solvente, $\Delta h_{abs,CO_2}$ a entalpia de absorção, $\Delta h_{vap,H_2O}$ a entalpia de vaporização da água, MM representa a massa molar e p a pressão parcial.

Importante ressaltar que os termos descritos acima não são independentes entre si, isto é, eles possuem correlação uns com os outros. Por este motivo, os autores evidenciam o equívoco, ao considerar apenas o termo $\Delta h_{abs,CO_2}$.

Por exemplo, a razão entre as pressões parciais é função não só do *loading* do solvente, como da temperatura da solução, e também da entalpia de vaporização e de absorção. Dadas certas restrições descritas em Oexmann e Kather (2010), podemos verificar esta dependência na equação a seguir, derivada da relação de Clausius-Clapeyron:

$$\frac{p_{H_2O}}{p_{CO_2}} = \frac{p_{H_2O}^{T_{Ref}}}{p_{CO_2}^{T_{Ref}}} \cdot \exp \left[\left(\frac{T - T_{ref}}{RTT_{ref}} \right) \cdot (\Delta h_{vap,H_2O} - \Delta h_{abs,CO_2}) \right]$$

A partir desta equação, os autores promovem uma série de simplificações que lhes permite chegar às conclusões que serão mencionadas a seguir. No entanto, se devem evidenciar as limitações de uma das simplificações feitas, que podem afetar as conclusões alcançadas. Os autores se preocuparam em relacionar os efeitos de processo nas análises, mas, ao assumir que a entalpia de vaporização da água é constante, eles podem introduzir equívocos na análise.

De fato, a presença de eletrólitos altera a entalpia de vaporização da água de forma não linear, tanto com a pressão e temperatura, como também em relação à concentração. Por este motivo, pode-se perceber que um sistema complexo de eletrólitos pode afetar as conclusões. Entretanto, como a análise mais detalhada ficaria extremamente complexa, impedindo a derivação de conclusões gerais, a simplificação feita é mais do que aceitável e aplicável para o caso em questão.

Solventes com calor de absorção alto, como a MEA, apresentam vantagens em sistemas com maiores diferenças de temperaturas entre a absorção e a regeneração,

pois a temperatura afetaria diretamente a pressão de operação. O aumento na pressão da coluna regeneradora corresponderia com menor vapor de água na corrente de CO₂ de topo. Como foi antecipado, isso reduziria a fração de calor de vaporização do calor do *reboiler*. A limitação, neste caso, seria a estabilidade do solvente em relação ao aumento de temperatura do reboiler.

Neste sentido, o desenvolvimento de solventes com calor de absorção menores do que o da MEA é complicado, visto que este o solvente convencional é barato, possui boa capacidade e altas taxas cinéticas de reação. De forma geral, solventes com calor de absorção alto apresentam melhor cinética do que solventes com calor de absorção baixos.

Por outro lado, solventes com calor de absorção mais baixo apresentam vantagens em sistemas a vácuo, com pressões e temperaturas reduzidas. Apesar disso, deve-se considerar as repercussões de operar o sistema com pressões reduzidas. A principal desvantagem é um possível aumento do consumo energético, tanto para efetuar a compressão do CO₂ a partir de uma pressão de sucção inferior, mas também pelo consumo referente ao sistema de vácuo. A vantagem, no entanto, é que ao trabalhar com temperaturas reduzidas, a qualidade do vapor requerido no reboiler também é reduzida (menor temperatura).

4.2.4.Outlook da Absorção Química

Após realizar a análise comparativa entre os diferentes processos de captura de CO₂ a partir de gases exaustos de termoelétricas a carvão, é possível notar uma evolução gradativa tanto no desenvolvimento dos solventes como nas combinações de operações unitárias que formam o processo.

No entanto, até o momento não foi apresentada nenhuma informação sobre a dinâmica desta evolução no decorrer dos últimos anos. Isto pode ser interessante de se obter, pois a tendência de desenvolvimento pode se prolongar nos anos seguintes. Esta informação é de extremo interesse para o setor energético e para o futuro do CCS, por ser uma ferramenta de planejamento.

Uma forma de analisar o avanço de uma determinada tecnologia é pela curva de aprendizagem, conforme detalhado no capítulo 3. De forma simplificada, este modelo promove a análise da evolução do sistema de forma acumulativa e gradativa. Ou seja, o custo tende a se reduzir continuamente e em função da atividade acumulada (ex: capacidade instalada, produção acumulada).

A Figura 4-16 pode ser interpretada como uma curva de aprendizagem da energia de regeneração do processo de absorção química para separação do CO₂. Os valores estão expressos em termos de equivalente elétrico, conforme foi apresentado anteriormente. Além disso, também está visível o limite mínimo determinado pela termodinâmica, que foi apresentado anteriormente, de 0,158 GJ/t de CO₂.

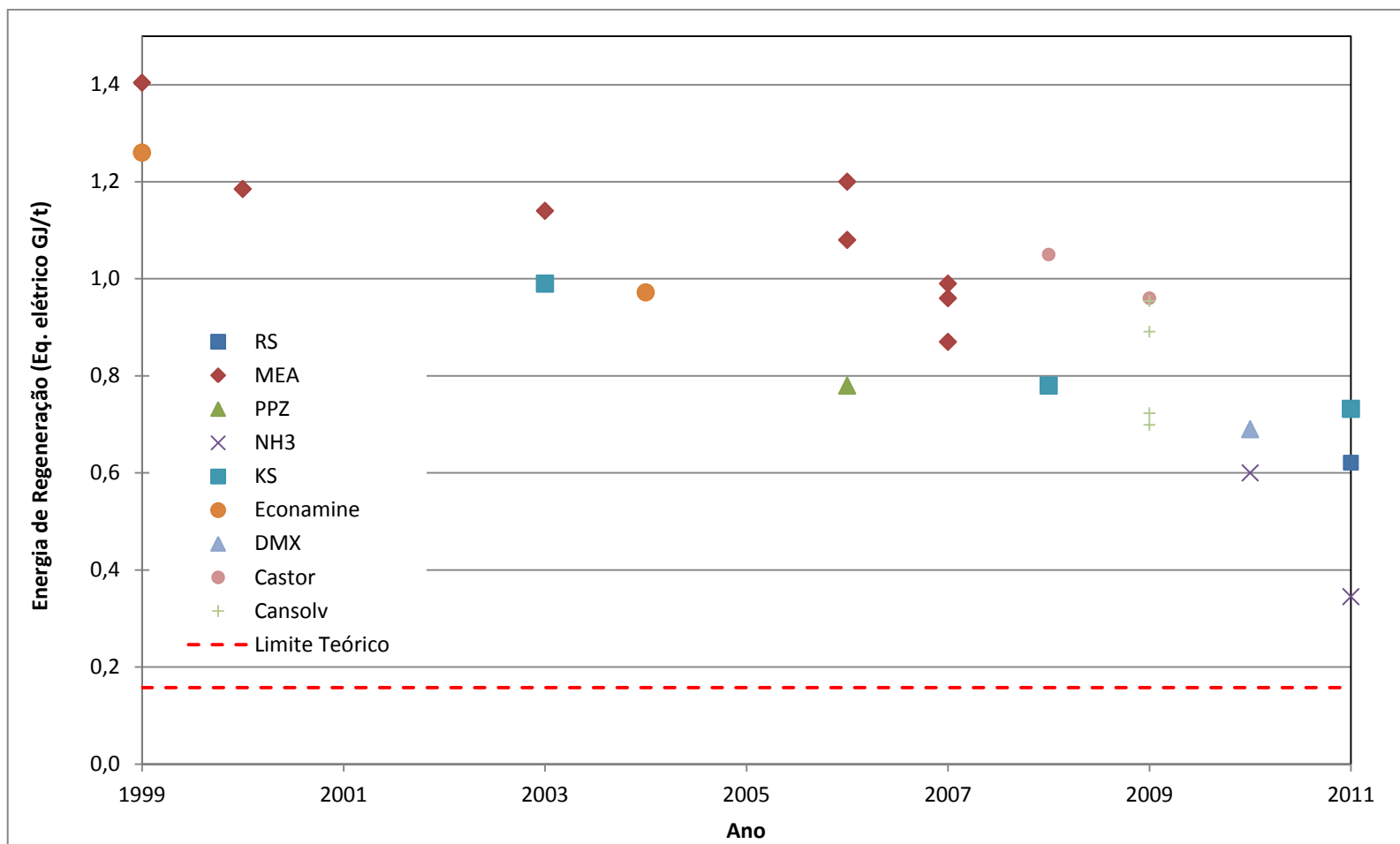


Figura 4-16 – Evolução da Energia de Regeneração da Absorção Química

Fonte: Elaboração própria

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

4.2.5. Energia Mínima de Compressão

A última etapa do processo de captura, a compressão, também é caracterizada por ser uma etapa energo-intensiva, pois a corrente de CO₂ purificada se encontra usualmente em pressões próximas à atmosférica. No entanto, em um processo convencional de captura é responsável por apenas cerca de 30% da energia, visto que a etapa de regeneração do solvente promove um consumo muito mais significativo, representando quase o dobro (em torno de 60%).

Novamente, serão adotadas duas metodologias de cálculo para a energia mínima de compressão do CO₂ purificado. A primeira se baseará na compressão isotérmica de um gás ideal, apresentada na seção 3.1.2 e segunda forma de cálculo será calculada pela diferença de exergia do CO₂ puro na pressão de sucção e de descarga, em relação à temperatura de referência.

$$W = B_{1 \text{ bar}, 25^{\circ}\text{C}} - B_{P \text{ bar}, 25^{\circ}\text{C}} = \Delta B_{1 \rightarrow P}$$

$$W = \Delta H_{1 \rightarrow P} - T_0 \cdot \Delta S_{1 \rightarrow P}$$

A Figura 4-17 seguir mostra a diferença dos resultados entre os dois modelos conforme aumenta a pressão de descarga do compressor.

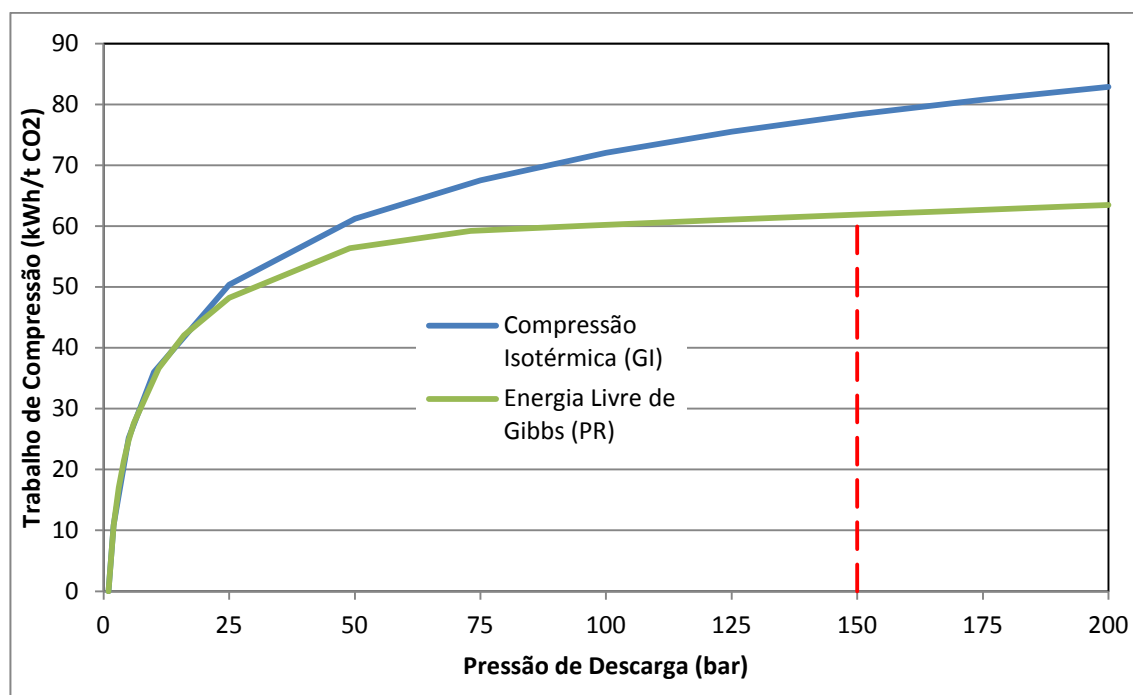


Figura 4-17 - Trabalho de compressão isotérmica

Fonte: Elaboração própria

Interessante notar que as duas metodologias coincidem até cerca de 5 bar, que é usualmente um limite prático, ou uma regra heurística (*rule of thumb*), utilizado para a equação de gases ideais. A explicação para isto deriva da definição de fugacidade, que representa a pressão real exercida por um gás. Conforme a pressão aumenta, mais o gás real desvia da idealidade, assim como na figura acima.

Outra característica interessante é que, enquanto o trabalho calculado pelo modelo de gás ideal continua a aumentar com o aumento da pressão de descarga, com a EOS o modelo atinge um patamar máximo estável próximo de 60kWh/t a partir de 70 bar. Isto ocorre, pois a pressão crítica do CO₂ é 73,8 bar, o que modelo de Gás Ideal não é capaz de verificar.

A pressão típica de compressão do CO₂ para transporte por tubulações é de cerca de 150 bar (Feron, 2009; Raynal et al, 2011; DNV, 2010). Desta forma, o mínimo trabalho de compressão de 1 até 150 bar é de cerca de 61,9 kWh/t (0,223 GJ/t).

Logo, pode-se definir a energia mínima do processo de captura como a soma da energia mínima de separação e da energia mínima de compressão. O valor encontrado é de 105,9 kWh/t (0,294 GJ/t).

$$E_{Cap}^{min} = E_{Sep}^{min} + E_{Comp}^{min} = 44,0 + 61,9$$

$$E_{Cap}^{min} = 105,9 \text{ kWh/t}$$

Interessantemente, a energia necessária para a compressão é responsável por cerca de 60% da energia mínima do processo de captura, invertendo os papéis em relação ao que ocorre realmente nos processos atuais.

4.3. Pesquisa e Desenvolvimento da Absorção Química

Como foi mencionado anteriormente, o foco principal do desenvolvimento atual da pós-combustão é na redução da penalidade energética e na redução do custo do processo. Foram identificadas duas estratégias para se reduzir a penalidade energética a partir da absorção química: melhorando as características do solvente ou melhorando o próprio processo de captura. A melhoria do processo de captura pode ser alcançada pela implantação de tecnologias diferentes da utilizada convencionalmente (MEA 30%p.) ou através de modificações na estruturais no processo que contribuam para aumentar sua eficiência energética.

A seguir são apresentados resultados de pesquisas sobre inovações na área de captura via absorção química. Tais resultados são apresentados em duas seções. A seção 4.3.1 relata o desempenho de testes com solventes a base de aminas, misturas de aminas ou outros solventes em um processo que utiliza a uma configuração similar àquela utilizada pelo processo a base de MEA.

Já a seção 4.3.2 analisa o desenvolvimento recente dos processos de captura, mas que ainda se baseiam na absorção química. São processos inovadores que utilizam tecnologias de absorção/dessorção diferentes das utilizadas pela tecnologia convencional e visam reduzir consideravelmente a penalidade energética. Tais processos incluem: Piperazina regenerada em vasos *flash*, DMX e *Chilled Ammonia*. Esta seção também incluirá uma subseção denominada “Avanços Adicionais”, que

descreve o desempenho de diferentes configurações do processo de *stripping* e descreve processos que incorporam melhorias de eficiência energética no sistema de captura.

4.3.1.Desenvolvimento de Aminas

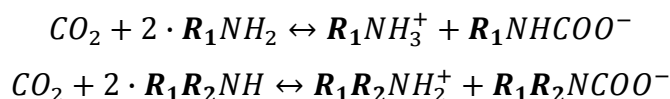
O desenvolvimento de solventes em base de aminas para a remoção de gases ácidos pode se reconstruir até a década de 1930, com um processo patenteado por R.R. Bottoms, que usa trietanolamina (TEA) para a remoção de gás sulfídrico (Kohl e Nielsen, 1997). Assim, a TEA se tornou o primeiro solvente comercial. Visando melhorar o processo da absorção química, outras aminas foram introduzidas ao longo do tempo. As características determinantes para o desempenho do processo são (Chen et al. 2011):

- A taxa de absorção e dessorção do solvente
- A capacidade de carga
- A taxa de degradação
- A volatilidade
- A entalpia de absorção

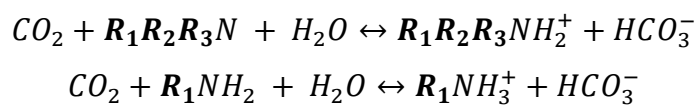
No final dos anos 1990, as aminas comercializadas mais importantes eram a monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), e metildietanolamina (MDEA), que substituiu especialmente a TEA. Outros solventes que entraram no mercado foram a Diisopropanolamina (DIPA) e o 2-(2-aminoetoxi) etanol, também conhecida como Diglicolamina (DGA) (Kohl e Nielsen, 1997).

A MEA e a DGA são aminas primárias, enquanto que a DEA e a DIPA são aminas secundárias e a MDEA e TEA aminas terciárias. Por último, foram desenvolvidas as aminas estericamente inibidas ou estericamente impedidas. Tratam-se de aminas, não necessariamente alcanolaminas, cuja reação com CO_2 é controlada por uma inibição estérica. O solvente mais utilizado é o 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP) (Aronu et al., 2011).

Como indicado em Feron (2010), as reações das aminas primárias e secundárias se diferem das terciárias e das estericamente impedidas. Aminas primárias e secundárias são muito reativas, formando carbamato através de uma reação direta conforme as reações a seguir.



Aminas terciárias e as aminas estericamente impedidas não podem reagir diretamente com o CO_2 . Em soluções aquosas de aminas terciárias se forma então, via hidrólise, uma amina protonada e bicarbonato, conforme as equações abaixo. Como a hidrólise é uma reação mais lenta que a formação do carbamato, as aminas primárias e secundárias apresentam taxas cinéticas mais altas de absorção.



Ao verificar as reações, se torna evidente que as aminas primárias e secundárias, que formam carbamato, apresentam uma capacidade máxima de carga (loading) igual a $0,5 \text{ mol}_{CO_2}/\text{mol}_{amina}$. Já as aminas terciárias ou as aminas estericamente impedidas, que absorvem o CO_2 pela formação do bicarbonato, possuem um *loading* máximo de $1,0 \text{ mol}_{CO_2}/\text{mol}_{amina}$. Quanto maior o *loading*, menor é a quantidade de solvente que deverá ser utilizada para absorver a mesma quantidade de CO_2 , promovendo uma quantidade menor de energia gasta no regenerador, por exemplo por calor sensível.

Outra diferença importante diz respeito ao calor de absorção. A entalpia de reação para a formação do carbamato é maior do que aquela para a hidrólise. A Tabela 4-6 mostra valores para o calor de absorção de diferentes solventes. Os números refletem médias para aminas comercializadas à temperatura de $40^\circ C$, relatadas por Kohl e Nielsen (1997). Não foram indicadas as concentrações das soluções. Para fins de comparação foram indicados valores publicados em 2011 que incluem informações

sobre a concentração das soluções. Os valores indicam claramente que as aminas primárias apresentam as mais elevadas entalpias de absorção.

Tabela 4-6 - Calor de absorção de diferentes solventes

Solvente	Calor de Absorção [kJ/mol CO ₂]	
	Kohl e Nielsen (1997)	Chen et al (2011)
MEA - H ₂ O	84	82 (MEA 7M)
DGA - H ₂ O	84	81 (DGA 10 M)
DIPA - H ₂ O	73	-
DEA - H ₂ O	72	-
AMP - H ₂ O	67	73 (AMP 4,8 m)
MDEA - H ₂ O	59	-
TEA - H ₂ O	48	-

Fonte: Adaptado de Kohl e Nielsen, 1997 e Chen et al, 2011

A entalpia de absorção é determinada pelas etapas do mecanismo de reação (Mc Cann apud Feron, 2010). Por exemplo, para o caso da absorção em MEA as etapas são:

- A hidratação do CO₂ na solução (aproximadamente 20 kJ/mol CO₂);
- A formação do carbamato (aproximadamente 10 kJ/mol CO₂);
- A protonação da amina (aproximadamente 50 kJ/mol CO₂).

O *loading* e a entalpia de reação são fatores determinantes para o consumo de energia para a regeneração do solvente. Essa energia consiste principalmente no calor fornecido para o *reboiler* da coluna de *stripping*, onde se realiza a separação do CO₂ do solvente rico. Como já foi abordado, o calor necessário para a regeneração envolve a energia necessária para três diferentes fins (Oexmann e Kather, 2010):

- Para o calor de reação para reverter as reações exotérmicas entre o CO₂ e a amina; essa fração é comumente chamada de calor de absorção e consiste, por sua vez, de três componentes (Kim et al., 2009): o calor de mistura, o calor de dissolução do gás no líquido e o calor de reação química;
- Para a geração do vapor de *stripping* (condições típicas: 120 °C, 1,8 – 2 bar);

- Para o aquecimento da amina rica que entra no *stripper* até a temperatura de operação (calor sensível).

A MEA é comumente considerada como o primeiro solvente químico utilizado em grande escala para a separação de CO₂ em aplicações pós-combustão. Muitos estudos para o desenvolvimento de solventes mais eficientes focam somente em solventes que apresentam um calor de absorção reduzido em comparação a MEA. O desenvolvimento de um solvente que tenha um desempenho melhor que a MEA não é trivial, devido principalmente à sua reatividade e ao seu baixo custo. A tabela a seguir apresenta uma estimativa do custo relativo de solventes a base de aminas com a MEA.

Tabela 4-7 - Preços relativos de diferentes alcanolaminas

Solvente	Preço Relativo (MEA)
MEA	1,0
DGA	1,6
DEA	~1,0
MDEA	2,4
TEA	~1,0

Fonte : Adaptado de Nuchitprasittichai e Cremaschi, 2011

Ademais, devem-se levar em consideração a corrosividade, a degradação química, a degradação térmica e toxicidade dos solventes. Embora seja atraente, a MEA apresenta sérios problemas de degradação, que encarece consideravelmente o processo convencional. Problemas de degradação química e de corrosividade podem ser minimizados pelo uso de aditivos (Sexton e Rochelle, 2009). A taxa de degradação térmica depende da temperatura de regeneração no *stripper* e varia entre as diferentes aminas. Uma alta resistência térmica é desejável, visto que permitiria a utilização de um vapor de maior temperatura na torre regeneradora ou garantiria uma menor taxa de degradação nas mesmas condições de operação, o que reduziria a necessidade de make-up de solvente.

Para balancear o comportamento das aminas, estudos na área do desenvolvimento de solventes se concentram atualmente na mistura de diferentes aminas. A seguir será descrito o desenvolvimento e estado da arte das aminas aplicadas em processos de separação de CO₂. Entre as características mencionadas

acima, a presente análise se concentra especialmente no consumo de energia que o solvente provocaria numa planta de captura de carbono, o que é fortemente ligado ao *loading* máximo e mínimo (ou seja, capacidade de recirculação) e o consumo de calor para a regeneração.

a) Alcanolaminas primárias

As aminas primárias representam o grupo mais alcalino dos alcanolaminas e, como foi apresentado anteriormente, a capacidade do solvente é limitada em no máximo 0,5 mol CO₂ por mol de amina, mesmo com altas pressões parciais de CO₂ na corrente de gás. Esta característica se deve à alta estabilidade do carbamato e a baixa capacidade de conversão ao bicarbonato.

Pode-se afirmar que a solução aquosa de MEA apresenta o solvente mais amplamente pesquisado para a captura de carbono do gás de exaustão de termelétricas. A MEA apresenta um baixo custo e ampla disponibilidade. Seu desempenho foi provado em uma série de plantas piloto e de demonstração.

O *loading* da MEA é limitado a 0,35 mol_{CO₂}/mol_{amina} para evitar problemas de corrosão. Somente são utilizadas cargas superiores em equipamentos e tubulações de aço inox ou ligas especiais (Mofarahi et al., 2008). A principal desvantagem na aplicação da MEA é sua alta reatividade, que pode ser verificada pela tendência de formar produtos de reação irreversíveis com compostos de enxofre, e na alta corrosividade, o que vale especialmente para soluções com concentrações de MEA acima de 20 % p/p (Kohl e Nielsen, 1997). Portanto, além de apresentar um elevado calor de absorção, a MEA ainda requer uma alta taxa de circulação de solvente, devido ao *loading* mais baixo, e reposições de solventes constantes.

A utilização de inibidores de corrosão permitiu a aplicação de soluções de MEA com concentrações de 30 % p/p, o que aumenta o *loading* e leva à redução do consumo de calor no *stripper*. O valor padrão para o consumo energético no processo de absorção com MEA foi estimado em 4,0 a 4,2 GJ/t CO₂ capturado para gases de exaustão de plantas a carvão, o que condiz com as indicações da Fluor sobre o processo Econamine FG (Kothandaraman et al. 2008, Rochelle et al, 2011). O processo Econamine FG foi comercializado pela Fluor há cerca de 20 anos. Existem mais de 23

plantas em operação que separam CO_2 de gases de exaustão através de Econamine FG, inclusive na planta de metanol da GPC (ex-Prosint), no Rio de Janeiro (IEA GHG, 2011).

O processo Econamine FG + é uma evolução do processo Econamine FG, e utiliza um solvente avançado, isto é, um solvente à base de MEA com inibidores de corrosão. Para este processo, a Econamine indica um consumo de energia no *reboiler* de 3,2 GJ/kg (Fluor, 2003) o que se baseia numa melhor integração de calor do processo e avanços solvente aplicado. O solvente EFG + apresenta um aumento na taxa de reação, um aumento de capacidade de carga. Maiores detalhes sobre os desenvolvimentos não foram publicados pela Fluor. Vale ressaltar que este valor se refere a uma corrente de gás com concentração de CO_2 de 8% molar e o consumo de vapor indicado se refere a dados baseados em estudos, não em plantas reais.

Lemaire et al. (2011) relatam dados que foram identificados na planta piloto CASTOR em Esbjerg. Essa planta separa CO_2 de um gás de exaustão de uma termelétrica a carvão com uma concentração de CO_2 de 12% molar com MEA de 30 % p/p. A energia necessária no *stripper* é indicada como 3,7 GJ/t CO_2 . Os autores enfatizaram o problema da degradação da amina por oxidação: foram gerados 1,4 kg de MEA degradada / t CO_2 , resultando num alto consumo de MEA. Para superar os limites apresentados pela MEA, foram desenvolvidos aditivos que permitem aumentar a concentração da MEA no solvente, sem aumentar a corrosividade no solvente, o que possibilitou a redução do consumo de energia de 3,7 para 3,2 GJ/t CO_2 .

Em Huang et al. (2010) foram publicados dados das primeiras experiências da planta de demonstração da Huanang, que foi instalada numa termelétrica em Beijing. A planta captura 0,65 t CO_2 /h, gerando um gás com uma pureza de 99,5 a 99,7 %. A planta opera com MEA 20 % wt. Para a regeneração, o *reboiler* consome de 3,4 – 3,6 GJ/t CO_2 .

A DGA, por sua vez, une a estabilidade e reatividade da MEA com a baixa pressão de vapor e alta higroscopicidade do dietilenoglicol. DGA pode ser aplicada em soluções mais concentradas que a MEA, tipicamente de 40 a 60 % p/p, o que resulta em taxas de circulação consideravelmente menores (Kohl e Nielsen, 1997). Deve-se notar que o aumento da concentração da amina no solvente reduz a taxa de circulação exigida. Porém, isto não implica automaticamente uma redução do consumo de

energia para a redução. O efeito pode ser compensado por outros fatores, por exemplo, a maior pressão de vapor do CO₂ sobre um solvente concentrado. Adicionalmente, um solvente concentrado é aquecido mais fortemente através da entalpia de reação, o que aumenta também a pressão de vapor do CO₂. Por exemplo, a concentração ótima de DGA se encontra em cerca de 50 % p/p. Para aumentos acima dessa concentração, os efeitos positivos são compensados pela redução da absorção líquida de CO₂ por mol DGA (Huval and van de Venne, 1981). Ademais, como no caso da MEA, a carga do solvente não deve ultrapassar 0,35 mol_{CO_2}/mol_{amina} , para evitar problemas de corrosão (Mofarahi, 2008).

A DGA também possui a vantagem de reagir menos de forma irreversível com compostos de enxofre e apresenta, portanto, uma taxa de degradação menor (Mofarahi, 2008). Uma desvantagem é seu alto custo. O preço médio recente da DGA ultrapassa o da MEA em quase 60 %. Nuchitprasittichai (2011) compara o desempenho de vários solventes, entre outros MEA (14 % wt) e DGA (48 % wt), para a captura de CO₂ em termelétricas a gás (2,44 % v/v). O resultado indica que na operação com DGA o consumo de energia no reboiler se reduz em 50 % comparado com a operação com MEA.

Todavia, Chen et al (2011) realizaram um estudo em que analisaram várias aminas quanto a suas características mais relevantes para o processo de absorção química de CO₂, incluindo 10m diglicolamine (DGA). Como referência foi adotado o desempenho da MEA 7m. Assumindo uma faixa de pressão parcial entre 0,5 e 5,0 kPa, a capacidade cíclica das aminas foi determinada e os resultados mostraram que a capacidade cíclica da DGA é 10 a 20 % menor que a da MEA 7m, com uma taxa de reação de 5 a 15 % menor que a taxa de reação da MEA.

Até agora, a DGA é mais aplicada no tratamento de gás natural. O processo padrão da Fluor, por exemplo, oferece um solvente à base de DGA como solução padrão para a purificação de gás natural (Fluor, 2011).

b) Alcanolaminas secundárias

Aminas secundárias comercialmente aplicadas incluem a DEA e a DIPA. Essas aminas são menos reativas, de forma geral, por isso tendem a degradar menos através

de reações com compostos de enxofre e os produtos de reação são menos corrosivos (Kohl e Nielsen, 1997).

A DEA é amplamente utilizada na indústria de petróleo e gás para promover a separação de H_2S de gases combustíveis. As unidades de DEA tem se tornado mais comuns nas refinarias devido às restrições de níveis de enxofre. Estas unidades acabam por remover o enxofre das frações de petróleo e o liberam sob a forma de H_2S . As unidades de DEA têm a função de remover o H_2S do gás, principalmente hidrogênio que retorna à unidade de hidrotratamento. No geral, a DEA é considerada mais apta para a remoção de compostos de enxofre (Kohl e Nielsen, 1997). A mesma coisa vale para a DIPA. Este solvente é amplamente utilizado em refinarias para a remoção de H_2S e CO_2 de gases de refinaria que contêm também COS. Para a remoção de CO_2 , este solvente foi amplamente substituído pela MDEA.

Para aplicações de captura de carbono, a DEA é geralmente aplicada em concentrações de 25 a 35 % wt (Mofarahi, 2008), sendo o *loading* também limitado a $0,35 \text{ mol}_{CO_2}/\text{mol}_{amina}$. Com inibidores de corrosão ou em equipamentos de aço inox, a carga pode ser elevada. Produtos de degradação da DEA são menos corrosivos que os da MEA (Mofarahi, 2008) e o custo da é relativamente o mesmo. O principal empecilho para a aplicação da DEA é sua tendência de reagir de forma irreversível com CO_2 , formando produtos de degradação. A DEA apresenta uma pressão de vapor muito baixa, o que é uma desvantagem no processo do *reclaiming* de soluções contaminadas, exigindo a destilação a vácuo e aumentando o consumo energético para recuperação do solvente. Atualmente, DEA não é usada como solvente puro para a separação de CO_2 , mas em misturas com outras aminas.

c) Alcanolaminas terciárias

O principal representante das aminas terciárias para a absorção de CO_2 é a MDEA. Como uma amina terciária, a MDEA apresenta uma cinética mais lenta e uma reatividade bem inferior. A cinética pode ser aumentada de forma significativa pela adição de baixas concentrações de aminas primárias. O desempenho de misturas ainda será descrito mais detalhadamente nesta seção. MDEA é um solvente não seletivo para a remoção de concentrações altas de gás ácido, dado seu baixo consumo de

energia para sua regeneração e alta estabilidade. Concentrações de solução estão numa faixa de 35 a 55 % p/p.

d) Aminas estericamente impedidas

Como mencionado acima, aminas estericamente impedidas mostram um comportamento parecido ao das alcanolaminas terciárias. Devido a efeitos estéricos, a formação de carbamatos estáveis não é possível, provocando a formação de bicarbonato. Isto leva à possibilidade de atingir uma carga estequiométrica de 1 mol_{CO_2}/mol_{amina} . Como as aminas terciárias, essas aminas são comumente utilizadas em misturas.

A 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP), que representa a estrutura impedida da MEA, é a amina estericamente impedida mais importante em aplicações industriais de tratamento de gás. Chen et al. (2011) realizaram um estudo em que analisaram 4,8 m AMP quanto a suas características mais relevantes para o processo de absorção química de CO_2 . Como métrica padrão, foi adotado o desempenho da MEA 7m como referência. Assumindo uma faixa de pressão parcial entre 0,5 e 5,0 kPa, a capacidade cíclica das aminas foi determinada e os resultados mostraram que a AMP possui uma capacidade cíclica duas vezes maior que a MEA, mas a taxa de reação é 45% menor quando comparada à MEA.

A AMP com adição de Piperazina (veja próxima seção) foi desenvolvida e comercializada sob o nome KS-1 pela Mitsubishi Heavy Industries (MHI) e Kansai Electric Power Company (KEPCO) (Aronu et al, 2011). O KS-1 já foi testado em diversas plantas. Todavia, a aplicação do KS1 focou mais em processos de combustão a gás (Endo et al., 2011). Recentemente, a MHI iniciou uma parceria com a Southern Company para adaptar o processo às exigências de UTEs a carvão e realizar uma planta de demonstração de 500 tpd. O consumo de calor para a regeneração do solvente se encontra entre 3,1 e 3,4 GJ/t CO_2 (Kishimoto et al., 2009). O objetivo para a aplicação em UTEs a carvão é um consumo de 2,6 GJ/t CO_2 , alcançando uma pureza de CO_2 de 99,9 %.

e) Piperazina e seus derivados

A piperazina (PZ) é uma diamina cíclica, que foi originalmente estudada como promotor para misturas de aminas, como MDEA/PZ ou MEA/PZ, para aumentar a transferência de massa. A concentração da PZ como promotor não ultrapassou 2,5 m, visto que a PZ não apresenta alta solubilidade em água. Porém, um estudo recente de Freeman et al (2010) indica possíveis vantagens da piperazina em forma pura como solvente. Eles realizaram estudos para o uso de PZ 8 m e compararam seu desempenho com o da MEA 7 m.

Primeiro foram realizados estudos sobre a solubilidade da piperazina em água. Identificou-se que a solubilidade de PZ a 20 °C é de 14% p/p, correspondendo com PZ 1,9 m. Mantendo uma carga de CO₂ de 0,25 mol_{CO₂}/mol_{amina}, a solução de PZ 8m se mostrou estável até uma temperatura de 20°C. No mesmo estudo foi identificado que a degradação oxidativa da PZ na presença de Fe²⁺, Cr³⁺ e Ni²⁺ e baixas concentrações de vanádio foi 4 vezes menor que a da MEA. Na presença de Cu²⁺ a PZ mostra o mesmo nível de degradação que a MEA. A degradação térmica da PZ é negligenciável até temperaturas de 150 °C, o que evidencia seu potencial.

Medições da cinética das reações indicaram que a taxa de absorção numa solução PZ 8 m é duas vezes maior que numa solução de MEA 7m, a 40 °C. A modelagem do sistema de regeneração indicou que a energia necessária para a regeneração da PZ 8 m se reduz em 5 a 10 % quando comparado com a MEA 7 m. Vale ressaltar que esses valores não refletem a energia consumida no *reboiler*, mas no total de sistema, incluindo bombas, compressores, resfriamento, etc. Concluindo, este estudo identificou a PZ como um solvente com performance superior à MEA.

Para entender melhor a relação entre a estrutura e o desempenho das aminas como solventes, Chen e Rochelle (2011) investigaram vários derivados da piperazina, variando tipo e número de grupos funcionais (veja lista dos derivados na Figura 4-18).

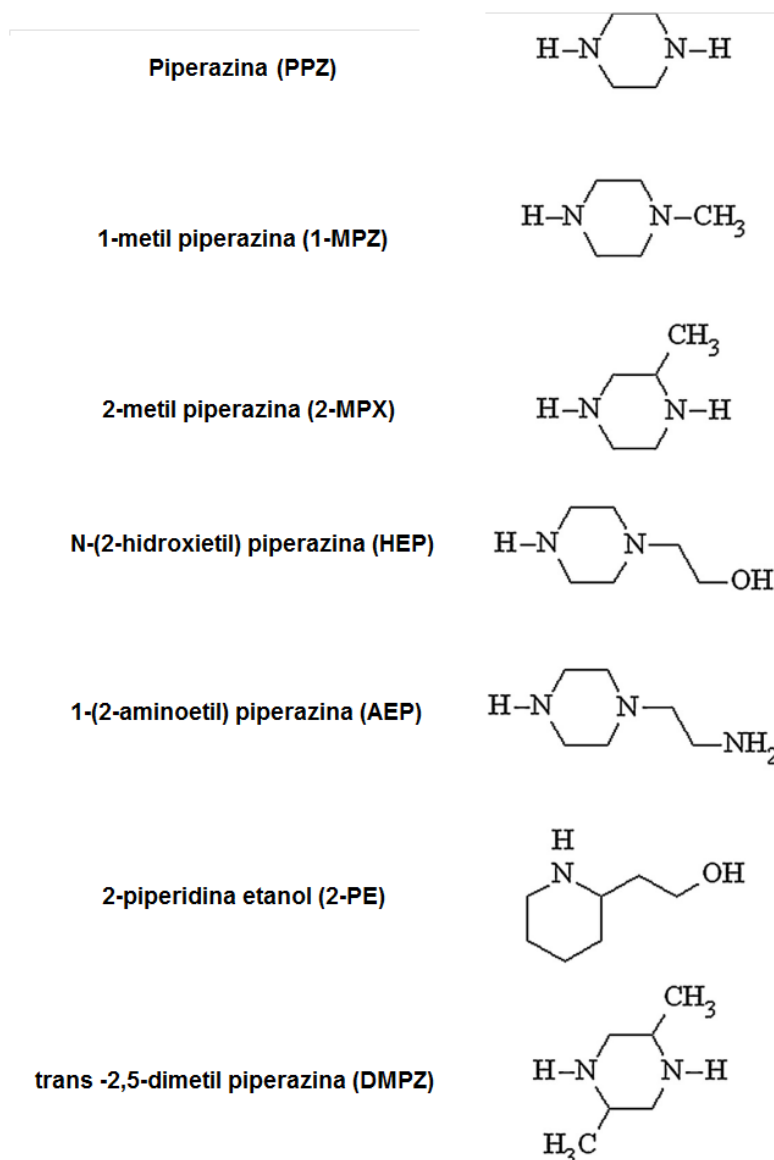


Figura 4-18 - Piperazina e derivados

Fonte: Chen e Rochelle, 2011

Todos os derivados, menos a 2,5-DMPZ mostraram uma solubilidade melhor que a piperazina. A capacidade cíclica das aminas na faixa de pressão parcial entre 0,5 kPa e 5,0 kPa e a 40 °C decresce na seguinte sequência: 2-PE > 2-MPZ > 2-MPZ/PZ > 1-MPZ > PZ > HEP > AEP > MEA. A entalpia de absorção para todos os derivados é aproximadamente 70 kJ/mol, inferior à entalpia de absorção da MEA. Com base nesses ensaios Chen e Rochelle (2011) concluíram que 2-MPZ, 2-MPZ/PZ e 2 PE possuem alto potencial de tornar-se solventes competitivos.

Num outro estudo, Rochelle et al. (2011) simulam o consumo de energia necessário para a regeneração de PZ 8 m, utilizando uma configuração de Flash em vez da coluna de *stripping* convencional. Eles indicam um valor de 2,6 GJ/t CO₂. Este processo será apresentado mais adiante, no item 4.3.2.

f) Misturas de Aminas

Misturas de aminas visam o aproveitamento das características positivas dos diferentes tipos de amina. As misturas de aminas se baseiam geralmente em aminas com alta capacidade de carga, como MDEA, adicionando aminas de alta reatividade, por exemplo, MEA ou DEA, para aumentar a taxa de absorção. Essas aminas, chamadas de ativadores ou promotores, agem através da hidratação do CO₂ e sua concentração permanece geralmente abaixo do limite de 20% em base molar do total de aminas (Mofarahi, 2008). Com concentrações baixas de MEA e DEA, a concentração total de aminas pode chegar a 55% p/p. Assim, essas misturas se aproveitam da alta capacidade de carga da amina terciária, aumentando a taxa de absorção com uma amina primária ou secundária. Portanto, estudos sobre a mistura de aminas se concentram geralmente na cinética das reações.

Num estudo recente, Samanta e Bandyopadhyay (2011) analisaram o desempenho da mistura de MDEA com piperazina, visando alcançar maiores taxas de reação e reduzir a energia necessária para a regeneração. Foram comparados experimentos com diferentes misturas: 30 wt % MDEA, 28 wt % MDEA + 2 wt % PZ, 25 wt% MDEA + 5 wt% PZ e 22 wt% MDEA + 8 wt% PZ, sob a pressão parcial de CO₂ de 2 a 14 kPa e uma faixa de temperaturas entre 298 a 313 K. Eles identificaram que, a 313 K e 5 kPa, a taxa de absorção aumentou em 651% quando a solução MDEA 30% wt é substituída por uma solução de MDEA 25% wt + PZ 25 wt. Aumentando a fração de PZ para 25% wt MDEA + 5% wt PZ e 22% wt MDEA + 8% wt PZ alcançou-se um aumento adicional da taxa de absorção de 38 % e 23 %. A redução do efeito da PZ com o aumento da sua concentração foi explicado com a redução da difusividade do CO₂ em solventes com alta concentração de piperazina.

Chen et al (2011) realizaram um estudo em que analisaram misturas de MDEA com piperazina, quanto a suas características mais relevantes para o processo de absorção química de CO₂. Os solventes analisados foram 7 m/2 m e 5 m/5 m MDEA/PZ. Assumindo uma faixa de pressão parcial entre 0,5 e 5,0 kPa, os resultados mostraram que a capacidade cíclica da primeira mistura é comparável com a da PZ 8 m, mas sua taxa de absorção é um pouco inferior. A segunda mistura supera a capacidade cíclica da PZ 8 m em 20% e apresenta uma taxa de absorção equivalente. Em comparação com o desempenho da MEA 7 m, a capacidade cíclica da MEA 7 m é 40 % inferior à capacidade cíclica da PZ 8 m e sua taxa de reação é 50 % inferior.

Um processo comercializado que utiliza derivados de piperazina como ativadores no solvente é o processo da Cansolv Technologies Inc. Este processo usa uma mistura de aminas terciárias com derivados da piperazina (N, N'-di- (2 hidroxietil) piperazina (DIHEP) e N-2-hidroxietilpiperzina (HEP)) (Hakka e Ouimet apud Aronu et al. 2009). O processo atingiu taxas de reação comparáveis com as da MEA e uma redução do consumo de energia de regeneração em 40 % (Worley Parsons 2009), ou seja, uma redução até 2,5 GJ/t CO₂. A Cansolv está planejando a instalação de uma planta de demonstração numa planta a carvão que tratará uma corrente de 20.000 Nm³/hr do gás de exaustão contendo 12 % CO₂ (v/v) e 70 ppmv SO₂. O objetivo é a separação de 90% de CO₂ do exausto, isto é 100 tpd (Shaw, 2009).

4.3.2. Inovações no Processo

Nesta seção serão apresentadas as principais inovações relativas aos processos de absorção química. Deve-se ter em mente que esta seção não exclui os processos que apresentam inovações em relação ao solvente. No entanto, a modificação fundamental está no sistema, na forma como o solvente é regenerado ou na forma que a regeneração se integra com o restante da planta.

Serão apresentados nesta seção apenas dois processos, por se tratarem de opções tecnológico com um grau de avanço considerável para o médio prazo. A partir destes dois processos, novos métodos de captura poderão surgir nos próximos anos.

a) Processo com soluções de Piperazina

Rochelle et al. (2011) realizam um estudo comparativo do desempenho do solvente MEA (30% p.) com o do solvente piperazina (40% p.). A piperazina foi testada num processo diferente do usado convencionalmente, sendo que a principal diferença diz respeito à regeneração do solvente, que no caso da piperazina é realizado através de um processo de aquecimento seguido de 2 estágios de flash. A Figura 4-19 mostra o fluxograma deste processo, onde pode-se perceber que não se inclui uma torre de regeneração.

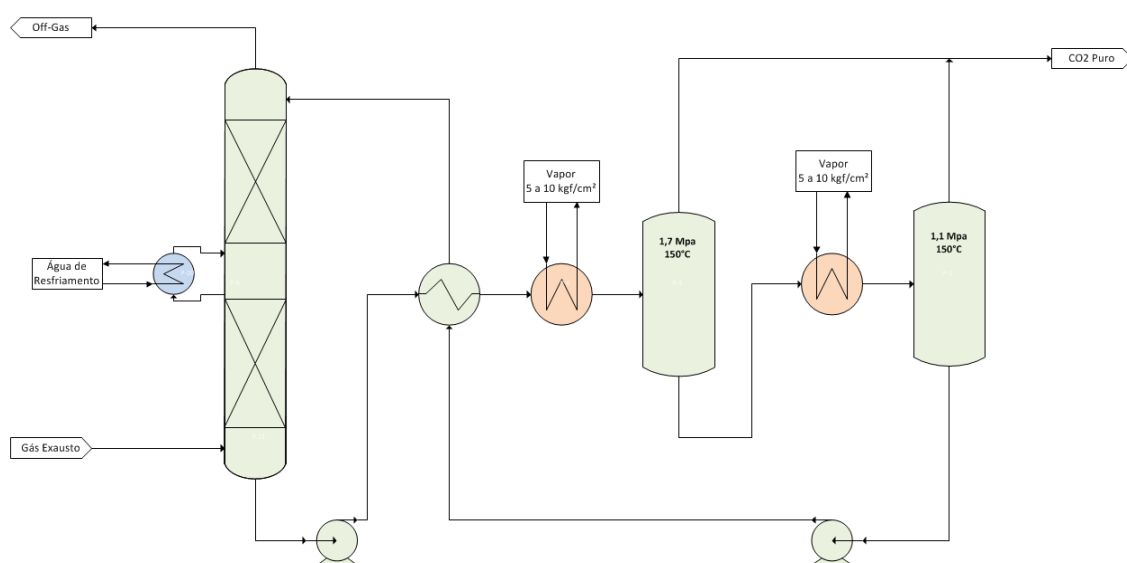


Figura 4-19 - Processo de captura com piperazina e regeneração em vasos flash

Fonte: Adaptado de Rochelle et al, 2011

Após deixar a coluna de absorção, a piperazina rica em CO₂ passa pelo trocador de calor, onde troca calor com a corrente de solvente pobre (regenerado), resfriando-a antes que entre novamente na torre absorvedora. A piperazina rica segue para um trocador de calor, em que vapor é utilizado para elevar a temperatura até 150°C, e a separação primária é feita em um vaso *flash*, sob 1,7 MPa de pressão. Na sequência, a piperazina passa por outro trocador e vaso *flash*, que mantém sua temperatura em 150°C sob pressão de 1,1 MPa. A amina regenerada segue para o absorvedor, passando antes pelo trocador de calor, sendo possível a passagem também em um equipamento adicional de resfriamento (*trim cooler*). O CO₂ é resfriado até 40°C para

condensar o vapor de água e enviado ao compressor multi-estágios, onde é comprimido até 150 bar. A tabela a seguir apresenta alguns parâmetros de processo utilizados no teste com piperazina.

Tabela 4-8 - Parâmetros de processo utilizados no teste com piperazina

Parâmetro	Valor
Load (Solv. Pobre)	0,31gmol CO ₂ /equiv PZ ¹
Load (Solv. Rico)	0,41gmol CO ₂ /equiv PZ ¹
Temp. do Absorvedor	40°C

1 - Equivalente. Para piperazina, é dois por mol.

Fonte: Adaptado de Rochelle et al, 2011

Os autores alcançaram resultados como 2,6 GJ/t CO₂ para o consumo de vapor por este processo de captura. Este valor, adicionado ao consumo de energia elétrica de bombas e compressores, resultou num consumo total de 208 kWh/t CO₂, quase o dobro da energia mínima de separação calculada no item 4.2.5.

Em termos de resistência à degradação térmica, volatilidade, resistência à degradação oxidativa, corrosividade e desempenho, quando tratado no *reclaimer*, o processo com piperazina se mostra mais avançado do que o processo com MEA.

A Figura 4-20 mostra que o processo com piperazina permite que a regeneração do solvente ocorra até 150 °C sem significativa degradação térmica. Isto faz com que o processo com piperazina apresente melhor desempenho energético na regeneração do que o caso base (7m MEA). Além disso, há redução de eventuais impactos gerados pela degradação do solvente.

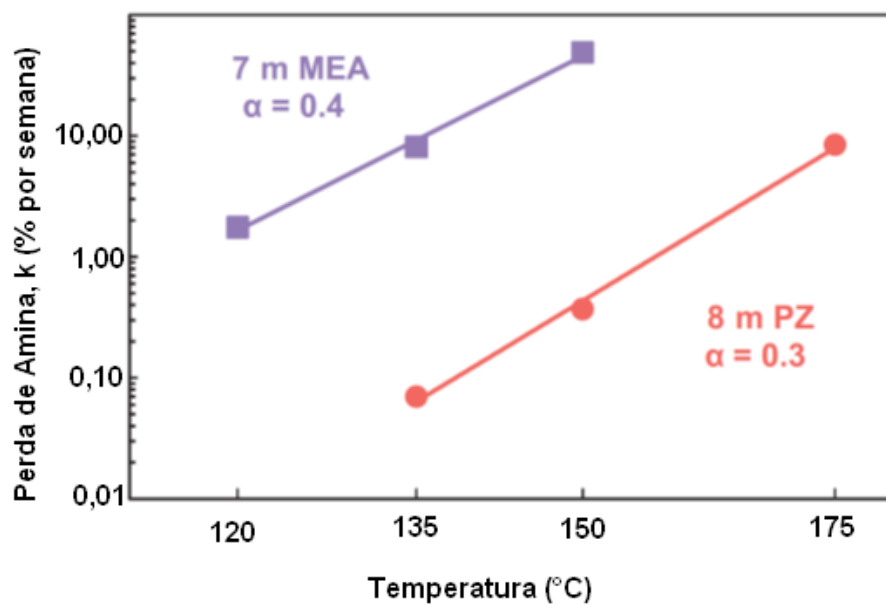

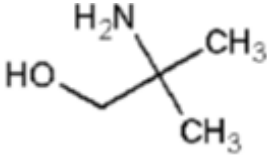
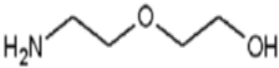
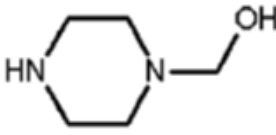




Figura 4-20 - Resistência a degradação térmica do processo de captura com piperazina

Fonte: Adaptado de Rochelle et al, 2011

A Tabela 4-9 apresenta taxas de degradação térmica para diferentes solventes químicos quando expostos a 135°C de temperatura. É possível notar a superioridade da piperazina em comparação aos demais solventes.

Tabela 4-9 - Taxas de degradação térmica a 135 °C

Amina	Concentração (molaridade)	Estrutura	k (%/semana)
Piperazina	8		0,07
AMP	7		1,20
DGA	7		2,10
HEP	7		2,80
MEA	7		8,10
EDA	8		10,10

Fonte: Rochelle et al, 2011

A degradação oxidativa é catalisada por íons de Fe, Cr e Ni, liberados pelo aço inoxidável e diversas ligas utilizadas na construção dos equipamentos, tubulações e válvulas da planta de captura. Experimentos realizados por Rochelle et al (2011) geraram evidências como a piperazina é menos propensa a degradação oxidativa do que a solução de MEA – ver Figura 4-8. Estas soluções foram expostas a uma mistura de gases, composta de 98% mol O₂ e 2% mol CO₂, a 55°C.

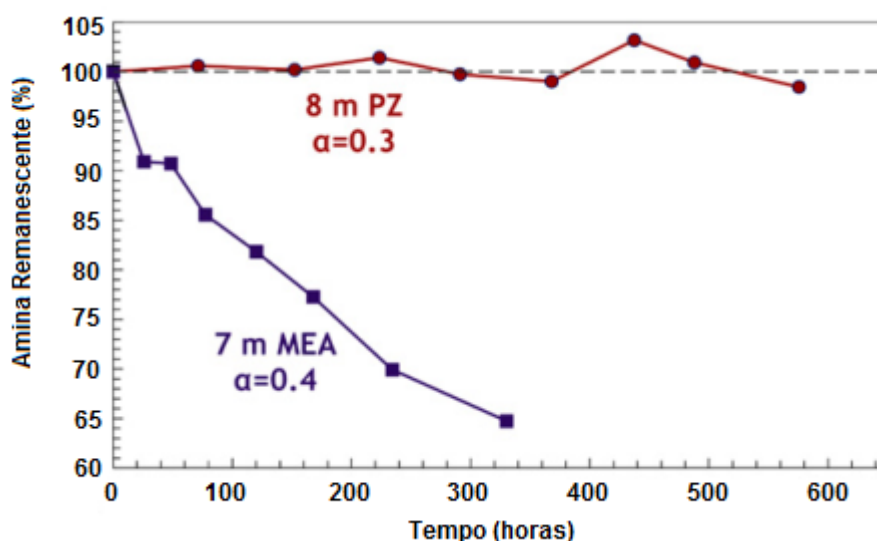


Figura 4-21 - Resistência à degradação oxidativa do processo de captura com piperazina

Fonte: Adaptado de Rochelle et al, 2011

Em condições de amina regenerada ($p\text{CO}_2 = 0,5 \text{ kPa}$; $T = 40 \text{ }^\circ\text{C}$) a solução de MEA apresenta uma carga de $0,45 \text{ gmol de CO}_2/\text{mol}$ e volatilidade de 30 ppm , enquanto a piperazina apresenta uma carga de $0,30 \text{ gmol/mol}$ e uma volatilidade de 7 ppm .

Produtos, especialmente sais, de degradação e corrosão precisam ser separados da amina regenerada, para melhorar o desempenho energético, amenizar a degradação, evitar incrustações (principalmente nos recheios das colunas e trocadores), danos nas bombas e corrosão de equipamentos e tubulações.

O *reclaiming* é um processo térmico baseado na destilação e que elimina impurezas da amina, tornando-a adequada para o retorno ao absorvedor. Há sempre alguma degradação de MEA nesse processo, que ocorre a pressão atmosférica (ou vácuo para solventes menos voláteis) e temperaturas próximas de 150°C . A piperazina se mostra termicamente estável a 150°C , mostrando a viabilidade do uso do *reclaimer* nesse novo processo.

b) Processo DMX

Outro processo de captura inovador que vem sendo desenvolvido pela IFP *Energie Nouvelles* é o conhecido como DMX (Raynal et al, 2011a). Este processo utiliza um solvente inovador, denominado DMX-1, que possui a característica de formar duas

fases distintas ao reagir com o CO_2 . O processo, portanto, apresenta uma etapa de separação de fases antes de o solvente rico ser encaminhado à torre regeneradora. A fase mais densa contém os sais de amônia que capturaram CO_2 , enquanto a fase menos densa é composta pela fração do solvente que não reagiu (Raynal et al, 2011a; Raynal et al, 2011b). O fluxograma simplificado do processo DMX pode ser observado na Figura 4-22, a seguir.

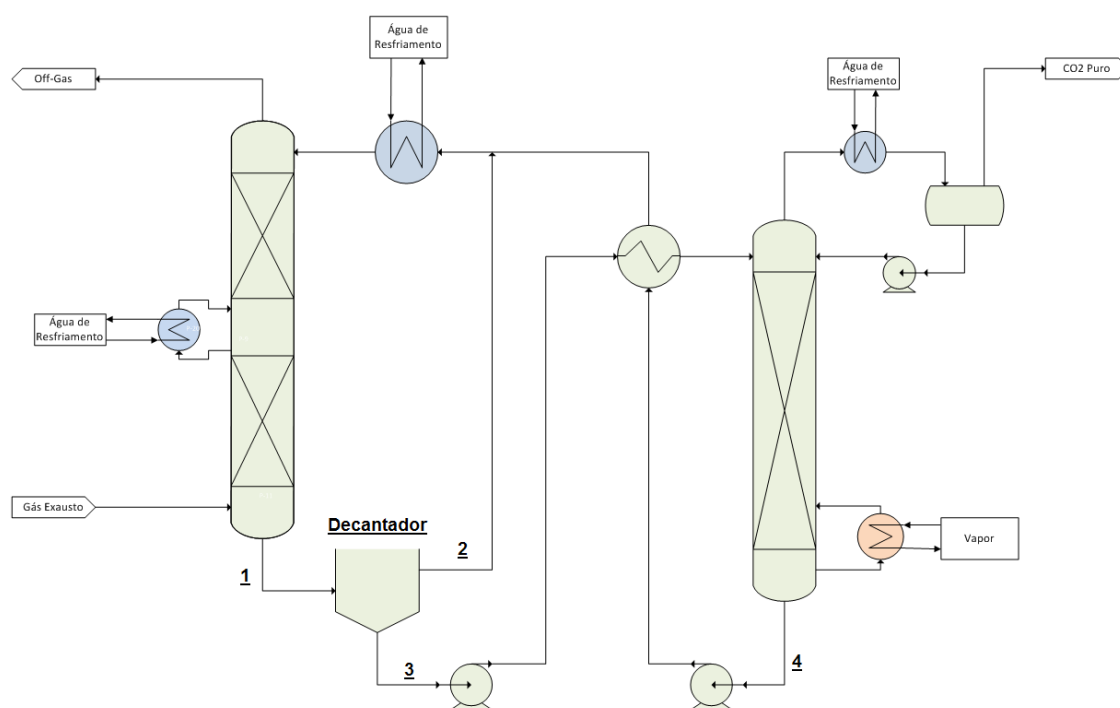


Figura 4-22 - Fluxograma do processo DMX

Fonte: Adaptado de Raynal e Lemaire, 2009

A primeira grande vantagem deste processo já pode ser observada pela adição desta etapa adicional. Ao promover a separação da fração do solvente que reagiu da fração que não reagiu, o processo já permite reduzir consideravelmente o desperdício de energia no *reboiler*. Isto é, os processos convencionais, que não permitem esta separação de fases, desperdiçam energia na regeneração do solvente, ao aquecer uma fração do solvente que não reagiu de fato com o CO_2 . Além disso, ao expor desnecessariamente esta mesma fração às condições do reboiler, a degradação térmica do solvente também não é impedida.

Raynal e Lemaire (2009) indicam que a penalidade energética pela utilização do processo DMX seria quase 29% inferior à penalidade da MEA, o que corresponderia a um custo de CO₂ 23% inferior. Os autores indicam também que o desenvolvimento de médio prazo da IFP incluem um novo processo com o solvente DMX-2, enquanto que no longo prazo são estudados líquidos iônicos e contactores de membrana.

Em comparação ao processo de captura usando MEA tradicional, as principais modificações do processo DMX que influenciam a redefinição dos custos do processo de captura são:

- Redução do diâmetro da coluna de regeneração (CAPEX) e do consumo de calor sensível no regenerador (OPEX);
- Redução da capacidade das bombas e trocadores de calor e de seus consumos de energia (CAPEX e OPEX);
- Inclusão do decantador (CAPEX);
- Aumento da coluna de absorção, devido à queda da cinética reacional (CAPEX).

O consumo de energia da etapa de regeneração do processo DMX é indicado como sendo próximo a 2,3 GJ/tCO₂. Os CAPEX do processo DMX e do processo com MEA são similares, já que as bombas, compressores e diâmetros de colunas menores no caso do DMX são compensados pela necessidade de aquisição de um equipamento adicional, o decantador, e de uma coluna de absorção com maior altura.

Raynal et al (2011b) apresentam ainda em seus estudos que o solvente DMX-1 é mais estável que as diversas aminas estudadas (MDEA e MEA principalmente), reforçando a confiança na estabilidade do DMX-1, mesmo quando a regeneração ocorrer a altas temperaturas. Eles reforçam que todos os testes realizados até o momento mostraram que o solvente DMX-1 é bem menos corrosivo do que MEA. Isso leva à redução no custo dos materiais de construção do sistema de captura e no custo associado ao consumo de inibidores de corrosão.

Por fim, Raynal e Lemaire (2009) apresentam uma comparação entre o processo DMX, utilizando o solvente DMX-1 e o solvente DMX-2. Uma síntese desta

análise pode ser observada na tabela abaixo. Os pontos de referência estão destacados na Figura 4-22.

Tabela 4-10 Comparação entre solventes DMX-1 e DMX-2

Referência	Descrição	DMX-1	DMX-2
<i>Loading 1</i>	Solvente Rico	0,14	0,35
<i>Loading 2</i>	Topo Decantador	< 0,01	< 0,01
<i>Loading 3</i>	Fundo Decantador	0,50	0,70
<i>Loading 4</i>	Solvente Pobre	< 0,01	< 0,01
Decantador	Topo/Fundo (mássico)	1,33	0,35

Pode-se verificar um aumento do desempenho do processo DMX com o novo solvente. Além de permitir *loadings* maiores no solvente rico (fundo da absorvedora) e no fundo do decantador, o novo solvente também permitiu uma redução significativa na relação entre a vazão mássica de topo e fundo do decantador, o que mostra que a reatividade do solvente foi melhorada. Ambos solventes apresentam energia de regeneração menores que 2,5 GJ/t de CO₂.

c) Amônia resfriada (Chilled Ammonia)

O processo de captura com o uso de amônia resfriada (*chilled ammonia*) foi desenvolvido pela Alstom, e o processo possui similaridades com o processo DMX, já que há formação de duas fases. No entanto, neste processo a fase que contém os sais carbonatos é sólida. A Figura 4-23 apresenta o fluxograma simplificado do processo *Chilled Ammonia*.

Os gases de exaustão, uma vez dessulfurados, devem ser resfriados, de forma que o condensado (*knock-out water*) seja removido em um vaso de *knock-out*. O resfriamento é executado em dois estágios: no primeiro ele é resfriado até cerca de 40°C, com o uso de água de resfriamento, enquanto que no segundo estágio o gás é refrigerado até 5°C. Antes de entrar no absorvedor o solvente pobre (*lean solvent*) também é resfriado até cerca de 10°C, que é a temperatura na qual sais como o bicarbonato de amônia (NH_4HCO_3) e o carbonato de amônia ($\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ começam a precipitar.

O CO_2 é removido do gás de exaustão principalmente pela precipitação de bicarbonato de amônia. A tabela abaixo apresenta o conjunto de reações que ocorrem durante a captura de CO_2 .

Tabela 4-11 - Reações do processo com amônia resfriada

Reação
$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}^+ + \text{HCO}_3^-$
$\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}^+ + \text{CO}_3^{2-}$
$\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{NH}_4^+ + \text{OH}^-$
$\text{NH}_4^+ + \text{HCO}_3^- \leftrightarrow \text{NH}_4\text{HCO}_3(s)$
$2 \cdot \text{NH}_4^+ + \text{CO}_3^{2-} \leftrightarrow (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3(s)$

Fonte: Elaboração própria

Além da captura do CO_2 , este processo também exige a captura da amônia que volatiliza do absorvedor. Tal recuperação ocorre por meio de absorção da amônia em água e subsequente regeneração. A Figura 4-23 destaca o processo de lavagem de gás para retirada da amônia, no quadro azul. Neste processo a concentração de amônia é reduzida até 10 ppmv.

Mathias et al. (2010) realizaram uma análise do desempenho do processo de captura baseado em amônia resfriada utilizando análise termodinâmica e simulação de processo. Em seu trabalho, os autores evidenciam a importância de refrigerar o absorvedor até temperaturas entre -1 e 2°C. A temperatura do absorvedor acima de 2°C aumenta consideravelmente o consumo de energia do sistema de lavagem de gás.

Ainda, segundo Mathias et al (2010), numa situação otimizada, representada por um solvente com concentração de 26% em peso de NH_3 e temperatura do

absorvedor em torno de 2°C, a quantidade vapor demandada por este processo é similar à quantidade demandada pelos processos convencionais com aminas, cerca de 3,0 MJ/kg de CO₂.

Entretanto, para o caso da amônia resfriada ainda há necessidade de se utilizar uma carga de refrigeração, que consome cerca de 2,8 MJ de vapor/kg de CO₂. Este valor representa cerca de 0,56 MJ de energia elétrica/kg de CO₂ consumida no compressor da refrigeração. No entanto, este consumo parasítico pode ser compensado pela redução de consumo energético no compressor, dado que a pressão do CO₂ na saída do regenerador é maior. A estimativa da quantidade de energia elétrica (trabalho) economizada é de cerca de 0,28 MJ/kg de CO₂ (Mathias et al., 2010).

4.4. Perfil de Aprendizagem da Plantas PC com Pós-Combustão

Considerando-se os potenciais desenvolvimentos de solventes e processos descritos na seção anterior, esta seção apresenta a curva de aprendizagem da captura por pós-combustão, proposta por este estudo. Também serão apresentados valores relacionados ao aprendizado de equipamentos essenciais ao processo. Para as plantas de queima pulverizada (PC) será discutida a aprendizagem das caldeiras e turbinas a vapor.

O grupo liderado pelo professor Edward S. Rubin, do Departamento de Engenharia e Política Pública (Department of Engineering & Public Policy) da Universidade de Carnegie Mellon (Pittsburgh, EUA) possui grande experiência na utilização de curvas de aprendizagem para o setor elétrico, seja para estimar o custo futuro de determinada tecnologia, seja para elaborar propostas de políticas de incentivo e planejamento (Riahi et al, 2004; Riahi et al, 2005; Rubin et al, 2007). Em especial, trataremos dos trabalhos relacionados com as tecnologias de geração elétrica por combustíveis fósseis e a captura de CO₂.

Em diversos trabalhos publicados, a estimação realizada por eles para a curva de aprendizagem para a captura se baseia na observação dos dados históricos relacionados ao FGD (IEA, 2006; Rubin et al, 2007). A premissa destes trabalhos é que,

de certa forma, a entrada da captura nas termoelétricas pode ser semelhante à entrada dos sistemas de dessulfurização, o FGD. Portanto, apesar de muito bem elaborados e discutidos, os valores das LR (*Learning Rate*) e PR (*Progress Rate*) utilizados por Rubin não dizem respeito à própria captura de carbono na pós-combustão. A proposta deste trabalho, para esta etapa, é que possamos determinar uma curva específica para a captura de CO₂ através da observação da evolução tecnológica, discutida neste capítulo.

A Figura 4-24 apresenta dados históricos do consumo energético em plantas de captura. Deve-se destacar que somente os dados a partir de década de 1990 se referem à soluções de MEA 30%. Os valores até 1966 representam soluções de MEA de 5 a 12% em peso, enquanto que o período de 1966 até 1986 representam dados de MEA de 12 a 20% em peso. Isso, por si só, já pode ser considerado um avanço tecnológico muito importante. Os pontos históricos anteriores a 2002 foram determinados do trabalho de Yeh e Rubin (2010), através do programa Engauge Digitizer.

A partir dos dados coletados, os parâmetros dos modelos de aprendizagem, apresentados no capítulo 3, foram determinados. Foram utilizados os modelos de Wright e DeJong, de forma direta. Isto é, assumiu-se que os modelos estariam relacionados ao tempo (ano), e não à capacidade acumulada, pois não foi possível determinar um conjunto de variáveis acumulável comum a todos os valores encontrados. Além destes modelos, foram estimados também o modelo D&L, proposto neste trabalho, e uma regressão exponencial.

Para os modelos DeJong e D&L o valor do limite termodinâmico foi utilizado como uma restrição, visto que, idealmente, os valores previstos pelos modelos de aprendizagem não poderiam ultrapassar este patamar. Os resultados podem ser observados na Figura 4-24 e na Tabela 4-12. Os parâmetros foram estimados pela minimização da função objetivo, que neste caso foi comum a todos e igual ao

quadrado do erro. O valor da função objetivo e o coeficiente de determinação¹³ podem ser verificados na mesma tabela.

¹³ O coeficiente de determinação é relativo entre os valores calculados e os valores reais. Para um ajuste perfeito, o gráfico de pontos reais e calculados seria uma reta perfeita e diagonal, cujo R^2 seria igual a 1. Logo, quanto mais próximo de uma reta, melhor foi o ajuste do modelo e mais próximo de 1 será o valor do coeficiente de determinação.

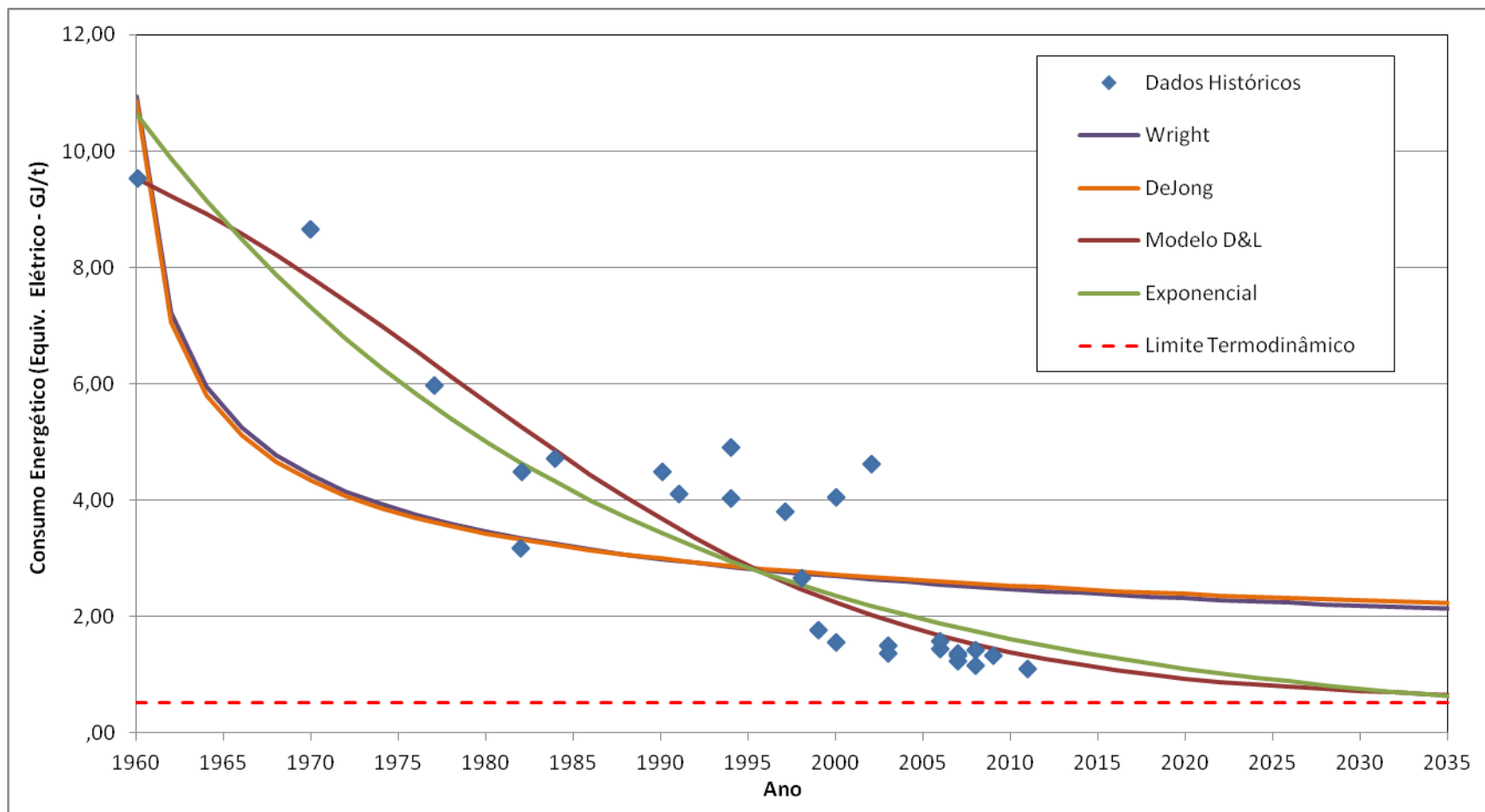


Figura 4-24 - Curva de aprendizagem para a absorção química

Fonte: Elaboração própria

Tabela 4-12 Parâmetros determinados para o aprendizado da absorção

Parâmetro	Wright	DeJong	Modelo D&L	Exponencial
C_0	10,95	10,86	11,75	11,05
F	-	0,0488	0,0451	-
b	37,8%	41,7%	-	3,8%
A_0	-	-	-	-
d	-	-	-	-
μ	-	-	18,96	-
δ	-	-	12,86	-
Valor fob	62,09	64,03	24,71	26,28
R ²	0,539	0,524	0,819	0,806

Novamente, como no exemplo no capítulo 3, o modelo proposto neste trabalho promoveu o melhor ajuste dentre os modelos utilizados. Apesar de representar melhor os dados históricos, o modelo D&L possui um número maior de parâmetros, exige maior complexidade computacional e, principalmente, não é utilizado em nenhum outro trabalho na literatura. Isso dificulta a discussão dos resultados e da variabilidade dos parâmetros e a comparação com outros trabalhos disponíveis.

Pode-se relacionar facilmente o consumo energético da planta de captura com o custo de operação e manutenção da planta. Na literatura, observam-se valores de LR para o custo de O&M da captura por aminas (baseado no histórico do FGD) de 22%, com desvio de 9,9% (IEA GHG, 2006; Rubin et al, 2007; Broek et al, 2009). O LR do modelo Wright determinado neste trabalho foi de 23%, o que corresponde muito bem com as estimativas da literatura.

Já para a ilha de potência (que inclui a caldeira, turbinas e gerador), os valores da literatura se baseiam nos valores históricos dos próprios equipamentos. Broek et al (2009) e IEA GHG (2006) apresentam um LR para o investimento fixo de 6% ($\pm 3\%$) e para o custo de O&M de 15% (variando de 7 a 30%). Rubin et al (2007) apresenta valores ligeiramente diferentes: 6% e 18%, para o LR do investimento e custo de O&M, respectivamente. As LR apresentadas acima não incluem a variação do preço do combustível.

Para justificar a continuação do avanço tecnológico das plantas PC, o relatório da IEA GHG (2006) apresenta os principais pontos cujo desenvolvimento podem afetar

o custo de construção de equipamentos e a eficiência. Destaque para os avanços tanto na capacidade dos boilers, como também no desenvolvimento de materiais, que permitem a geração de eletricidade a partir de um vapor a temperaturas e pressões maiores, o que aumenta a eficiência da usina.

Os valores discutidos nesta seção serão utilizados na análise financeira dinâmica. Antes disso, como já foi explicado, será realizada uma análise financeira básica, em que as curvas de aprendizagem não serão levadas em consideração.

Na próxima seção deste capítulo, conforme a metodologia proposta no capítulo 3, será necessário determinar quais seriam as possíveis modificações no projeto de uma termoeletrica a carvão pulverizado, de forma a torná-la mais apta para a instalação de uma planta de captura no futuro.

4.5. Plantas *Ready* e o Retrofitting da Pós-Combustão

Como destacado anteriormente, não existe concordância na literatura sobre o que significa ser uma usina *capture ready* (CR). Embora ratifique a validade deste estudo, a falta de uma definição comum a este termo dificulta a análise proposta. A definição comum mais identificada e utilizada como base para este estudo é:

"Uma planta capture ready é aquela capaz de incluir as etapas necessárias para a captura e armazenamento de carbono quando as estruturas regulatórias e econômicas estiverem disponíveis, e ao mesmo tempo evitar o "lock-in" de carbono e custos afundados."

Desta forma, os desenvolvedores de plantas CR deverão garantir o conhecimento de todos os fatores sob seu controle que poderiam impedir a instalação ou operação da captura de carbono em sua planta (IEA GHG, 2007).

No mínimo, a planta deve eliminar todos os fatores que poderiam impedir o *retrofitting*. Como já foi mencionado, uma das exigências mínimas para garantir o *retrofitting* é a presença de espaço disponível, não só para os novos equipamentos, mas também para garantir a circulação e acesso com segurança e acesso a carbodutos. Isso pode ser avaliado periodicamente pela usina, declarando claramente o lay-out de

sua usina, o espaço disponível e o tamanho e distribuição dos equipamentos considerados no *retrofitting*. Visto que o retrofitting pode demorar anos para ocorrer, esta análise deverá ser refeita periodicamente.

A literatura concorda que também é necessário uma avaliação periódica para as rotas de estocagem de CO₂, incluindo os métodos sugeridos de transporte (IEA GHG, 2007; IEA; 2011). Esta análise é particular para cada usina e não será abordada neste estudo.

Como já foi mencionado no item 4.1, os principais fatores que diferenciam uma planta PC com ou sem captura que afetariam o projeto de uma planta PC *Ready* seriam:

- Necessidade de uma FGD de alta eficiência para atingir as exigências de SOx (atualmente em torno de 10 ppm);
- Extração de grandes quantidade de vapor, especialmente na transição das turbinas IP e LP, o que implica em modificações nas turbinas da planta;
- A tecnologia de captura é bem conhecida, de forma que o projeto da planta CR pode ser realizado sem problemas futuros;
- Novos equipamento, que incluem: ventiladores, torres de absorção e regeneração, refeedor, condensador, seção de estoque, bombas, trocadores, filtros; seção de compressão, etc;
- O projeto do forno não é afetado pela presença da captura.

A partir da definição mínima de uma planta CR e dos itens discutidos acima, podem-se identificar diversas modificações que, uma vez realizadas no projeto da planta original, reduzem as penalidades da captura ou o custo total do *retrofitting*. Portanto, a estratégia utilizada em IEA GHG (2007) será utilizada neste trabalho, onde são separados dois conjuntos de modificações: as essenciais e as adicionais. Estes conjuntos serão explorados a seguir, nos itens 5.2.1 e 5.2.2.

4.5.1.PC Ready: Modificações Essenciais

Esta seção irá tratar das modificações consideradas essenciais para tornar uma planta PC em uma planta *ready*. De forma geral, as características apresentadas envolvem investimentos adicionais de menor porte e/ou implicam em menos impacto da performance da planta original (IEA GHG, 2007).

a) Localização

A localização da planta pouco impacta na capacidade de *retrofit*, mas é determinante na viabilidade de *retrofit* do CCS como um todo. Considerando o armazenamento geológico, após o CO₂ ser capturado, ele deve ser comprimido e transportado até o local do sítio geológico adequado. A seleção do sítio deve fazer parte dos requisitos de uma planta *ready* e deve considerar a proximidade não só do sítio, mas também de outras instalações, existentes ou futuras, que possam compartilhar as linhas de transporte. Além de reduzir o custo da etapa de transporte, o risco de oposição pública à construção da nova usina é reduzido. Também devem ser consideradas na seleção da localização da planta questões de segurança e saúde pública em relação ao transporte de CO₂ e à manipulação de produtos químicos (aminas).

b) Espaço necessário

Como já foi mencionado, o requisito primário para a construção de uma planta *ready* é a disponibilização de espaço necessário para a alocação dos equipamentos de captura. Além disso, também é necessário prever espaço adicional para expansão de outros sistemas da usina (por exemplo, água de resfriamento). As modificações do *retrofitting* que exigirão mais espaço incluem: equipamentos da captura, modificações na caldeira e turbinas, circulação de pessoal e veículos, etc. A seleção dos locais e a previsão de espaço deverão ser definidas através da análise de segurança e operação, como o HAZOP.

A Siemens é um exemplo de empresa que já começou a estudar como o lay-out da planta pode influenciar no *retrofitting* (Siemens, 2009). Além de estudar as condições que impediriam o *retrofitting*, a empresa oferece o estudo de definição de lay-out que minimize os impactos e o custo da construção da planta e, em seguida, da planta de captura. A Figura 4-25 apresenta duas opções de lay-out de plantas termoeletricas PC Ready, que possibilitariam a entrada da captura no futuro. Não foram disponibilizadas maiores informações sobre as metodologias utilizadas para a elaboração de tais lay-outs.

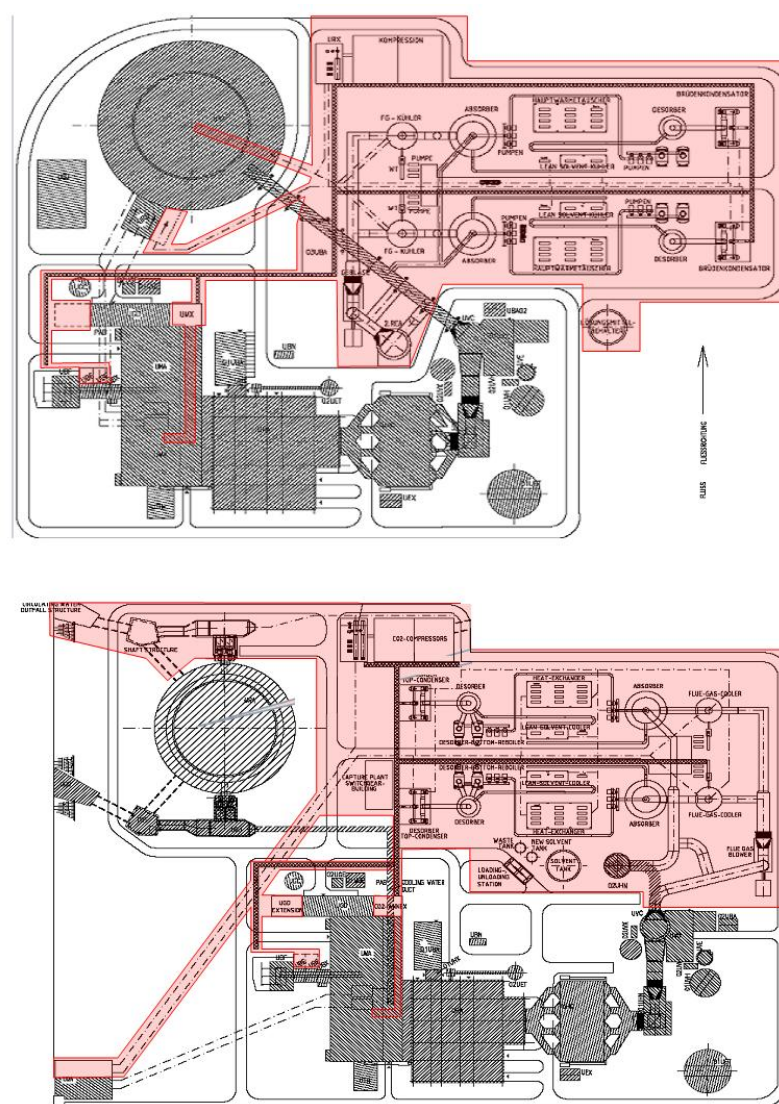


Figura 4-25 - Duas sugestões de lay-out da Siemens para plantas capture ready

Fonte: adaptado de Siemens, 2009

c) Caldeira e equipamentos auxiliares

A caldeira e seus equipamentos auxiliares não exigem mudanças significativas no projeto de uma planta *ready*. Por exemplo, os equipamentos associados à combustão, seja na injeção ou no pré-aquecimento do ar, não precisam sofrer alterações. O mesmo pode ser dito para o sistema de ar (incluindo as pás de ventilação forçada).

A única exigência identificada se refere à instalação de novas tubulações que conectem o sistema de gases de exaustão com a planta de captura. A instalação de *tie-ins*, válvulas de *by-pass* e *dampers* de isolamento são estabelecidos como exigência mínima (IEA GHG, 2007).

Outras exigências devem levar em consideração o sistema de limpeza dos gases, especialmente o sistema de dessulfurização do gás. Para plantas cujo FGD foi projetado para atingir apenas o limite de emissão padrão se deve analisar se existe a possibilidade de adaptar o equipamento, de forma a melhorar sua performance, ou se será necessário um novo equipamento de polimento (*FGD Polisher*). Plantas sem qualquer sistema de dessulfurização deverão prever espaço para a instalação de um novo sistema, antes da captura.

d) Controle de NO_x

O NO_x produzido na queima do carvão é constituído majoritariamente de NO, sendo apenas cerca de 5% de NO₂ (IEA GHG, 2007). Enquanto que o primeiro não reage com a amina, o segundo reage e deve ser limitado em até 40 mg/Nm³.

Para plantas com controle de NO_x pós-combustão (SCR ou SNCR) o limite esperado na entrada do FGD é de 10 mg/Nm³. Considerando que este valor tende a se reduzir ainda mais no FGD, não seria necessária nenhuma modificação para preparar para a captura.

O mesmo pode ser dito para plantas com controles de NO_x na queima, seja pelo uso de queimadores low-NO_x, seja pela queima estagiada. Embora a concentração

esteja limitada a cerca de 500 mg/Nm³, a concentração de NO₂ não costuma ultrapassar 30 mg/Nm³ (IEA GHG, 2007).

No entanto, para plantas que utilizam apenas o sistema de controle de NO_x na queima, deve-se considerar que os valores mencionados são extremamente dependentes do tipo de queima e carvão utilizados, e devem ser analisados. Caso não obedeça o limite de 40 mg/Nm³, deverá ser incluído no projeto da planta espaço adicional para sistemas de controle de NO_x, seja um controle adicional na queima, seja por SCR ou SNCR. O sistema de FGD também pode impactar neste limite, visto que um FGD úmido pode ajudar a reduzir o NO_x.

e) Controle de Particulados

Como foi mencionado anteriormente, as termoelétricas PC utilizam um sistema de controle de emissão de particulados, podendo ser um precipitador eletrostático (ESP) ou um filtro de manga. Para o *retrofit* da captura, além da exigência em relação ao FGD também é necessário um sistema de resfriamento do gás de exaustão. A sequência de equipamentos (ESP/Bag Filter + FGD + Resfriamento) é capaz de reduzir os particulados em até 5 mg/Nm³, o que representa um agravante para a tecnologia de captura por absorção química (IEA GHG, 2007). Apenas para sistemas de torres com recheios randômicos devem ser considerados métodos de redução de particulados como adição de novos módulos no filtro ou injeção de SO₃ no ESP.

f) FGD

A exigência de SO_x para as tecnologias atuais de captura se encontra na faixa de 10 a 30 ppm, de forma a minimizar a degradação de aminas. Este limite é inferior àquele que as termoelétricas normalmente atendem conforme as legislações ambientais (ex: 200 ppm para Europa). Portanto, se torna necessário avaliar as opções de métodos de remoção de SO_x disponíveis. Apesar de incomum, existem plantas PC que atingem valores dentro dos limites para a absorção. Caso a planta utilize um sistema desses, nenhuma consideração adicional será necessária. No entanto, este não é o caso mais comum. Portanto, plantas que visam atingir o status de *ready* com pouco

impacto no orçamento devem incluir sistemas de FGD cuja expansão futura é possível ou a adição de uma unidade de polimento, conhecida como FGD *polisher*, para atingir os níveis requeridos quando o *retrofitting* ocorrer. Em ambos casos deverá ser previsto espaço adicional para os equipamentos e para as tubulações e instrumentos do sistema considerado.

g) Turbinas e Gerador

Um dos pontos mais impactados pelo *retrofitting* da captura, considerando sistemas disponíveis atualmente de absorção química por aminas, é o bloco de geração. Isso é explicado pela extração de grandes quantidades de vapor de baixa pressão que são encaminhados para a seção de regeneração do solvente. IEA GHG (2007) estima que cerca de 50% do vapor de baixa pressão do corte entre a turbina IP e LP (*Intermediate Pressure e Low Pressure*) seriam necessários para a captura.

Uma característica básica para plantas *ready* é permitir a extração de vapor da linha de cross-over na junção IP/LP. Para isto, deve-se prever a instalação de válvulas e *tie-ins*, além de espaço físico para as tubulações de vapor de baixa pressão na estrutura civil em que as turbinas estão localizadas.

Após o *retrofitting*, o vapor disponível para a turbina LP será drasticamente reduzido, o que afetará o desempenho do equipamento. A turbina pode continuar a operar com a pressão de descarga de projeto (em geral é a pressão do condensador). Uma alternativa é a alteração da pressão de vácuo, de forma a otimizar a vazão volumétrica, diminuindo a perda de eficiência na turbina (IEA GHG, 2007).

h) Sistema de Água de Resfriamento

Após o *retrofitting*, as etapas de regeneração (condensador), absorção (se considerar um inter-cooler), compressão (inter-coolers entre estágios) e de resfriamento determinarão um aumento no consumo de fluido refrigerante, constituído, na maioria das vezes, de água de resfriamento. No entanto, não será necessária nenhuma modificação no sistema do condensador das turbinas.

De forma geral, o consumo de água de resfriamento irá aumentar após o *retrofitting*. Usinas com sistemas fechados deverão prever espaço para novas torres ou módulos de resfriamento, além de *tie-ins* no sistema original. Já usinas com sistema aberto, devem esperar um leve aumento na temperatura de retorno da água. Caso a regulação ambiental permitir, nada há de ser feito. Caso contrário, será necessário prever espaço para um sistema paralelo de resfriamento.

i) Sistema de Ar Comprimido

A adição da planta de captura necessitará de mais ar comprimido (tanto ar de serviço como ar de instrumento). Logo, deverão ser considerados: espaço adicional para sistemas de compressão (incluindo sistemas de secagem); superdimensionamento do header de ar comprimido; *tie-ins* no sistema de ar de comprimido.

j) Sistemas de Tratamento de Água (Bruta/Desmineralizada/Efluentes)

Enquanto que o consumo de água desmineralizada não deverá aumentar uma vez que a o *retrofit* ocorra, os sistemas de abastecimento de água e tratamento de efluentes deverão ser redimensionados. Além de espaço adicional para a expansão da capacidade, também será necessário prever a integração com a planta de captura, como pro exemplo o descarte de solvente gasto.

k) Sistema elétrico

Novos equipamentos como o FGD Polisher, bombas, ventiladores e sistema de compressão, aumentarão a carga elétrica da planta. Portanto, com relação à parte elétrica, deverá ser considerado espaço adicional para novos transformadores, previsão de cabeamento para os transformadores e distribuição, além de espaço para extensões no centro de controle de motores (CCM).

l) Pipe Rack

O projeto adequado do *pipe rack* é demasiado importante para uma adaptação adequada da planta à captura. A instalação de novas tubulações se deve, principalmente, à grande quantidade de vapor de baixa pressão extraído da turbina. Também destacam-se as tubulações para a ampliação do sistema de resfriamento.

Além de influenciar diretamente o layout da planta e uma potencial redução de custo para sua construção, o *pipe rack* deve ser devidamente dimensionado. Além de prever espaço para as novas tubulações, também deverá ser realizado o cálculo da carga adequada que o *pipe rack* deve arcar (isto é, relativo ao peso das tubulações, com seus fluidos de operação, após o *retrofitting*).

m) Controle e Instrumentação

Como é de se esperar, a entrada da planta de captura e sua integração com a planta termoelétrica exigem componentes adicionais de controles e sistemas de *loops* de controle para garantir uma operação segura e confiável da usina. Novos *inputs* e *outputs* (I/O) devem ser adicionados ao sistema de controle. Como consequência, serão necessários novos módulos de controle, sistemas de monitoramento, cabos e modificações no *software* de controle. Espaço para estes itens e a forma como estes serão integrados ao sistema de controle e ao espaço físico da planta devem ser previstos em uma planta *ready*.

n)Segurança

As exigências mínimas acerca dos requisitos de segurança que uma planta *ready* incluem: avaliação da regulação relevante à manipulação e estocagem de solventes de aminas; avaliação de questões de saúde e segurança relacionada à compressão e transporte de CO₂ a altas pressões; expansão do sistema de combate de incêndio, incluindo rede de água de incêndio e hidrantes na área da planta de captura.

o)Projeto, Planejamento e Autorizações

Recomenda-se que estudos deverão ser efetuados periodicamente (conforme recomendação dos órgãos reguladores), de forma a garantir que não existam razões técnicas capazes de impedir a instalação e operação da captura de carbono. Apesar de não ser considerado uma exigência essencial, pode ser vantajoso a obtenção de permissões e licenças prévias ao *retrofitting*.

4.5.2.PC Ready: Modificações Adicionais

Nessa seção, serão apresentadas as modificações adicionais que podem ser feitas (além ou ao invés das essenciais). Estas modificações exigem um pré-investimento maior, mas permitem uma transição mais suave ao promover o *retrofitting*. Dizendo de forma redundante, estas modificações não são obrigatórias para tornar uma planta *ready*. Elas devem ser apenas consideradas e implantadas se, uma vez analisadas do ponto de vista econômico, mostrarem atraentes. De forma geral, as modificações propostas reduzirão o tempo de parada da planta, reduzirão o custo, facilitarão a implantação da planta de captura e reduzirão seu impacto da operação da usina (IEA GHG, 2007).

Primeiramente, deve ser considerado que a simples modificação do ciclo subcrítico para um sistema supercrítico ou ultra-supercrítico já é, por si só, uma possível modificação adicional. Como foi visto na seção 4.1, as plantas PC-SC e PC-USC apresentam uma penalidade inferior às plantas subcríticas. Dito isto, pode-se analisar as modificações adicionais conforme o sistema a que pertencem.

a) Forno e equipamentos auxiliares

As possibilidades de pré-investimentos adicionais na caldeira são extremamente limitadas. Primeiramente, plantas que não consideram unidades de FGD necessitariam instalá-lo em conjunto com a planta de captura. No entanto, os ventiladores do forno não possuem margem suficiente para arcar com as perdas de carga dos novos equipamentos. Pode-se considerar, neste caso, um pré-investimento

para superdimensionamento deste equipamento, de forma a evitar a instalação de ventiladores na seção do FGD (Booster Fans).

Para o caso mais comum, em que um Polisher for utilizado, este mesmo equipamento pode não ter margem suficiente também, a menos que tenha sido previsto em seu projeto inicial. Portanto, pré-investimentos podem ser considerados, neste caso, no projeto dos ventiladores considerando as exigências futuras. Uma alternativa seria definir o sistema de forma que seja possível aumentar a rotação do motor, ou trocá-lo completamente, durante o *retrofit*.

b) Controle de NO_x

Assim como na caldeira, modificações adicionais para o controle de NO_x são limitadas. O único caso em que pode ser vantajoso investir em um sistema alternativo é quando a planta considerar um ESP/Filtro e FGD seco. Neste caso, se a concentração de poeira for mais alta de 5 mg/Nm³, pré-investimentos em módulos vazios (*dummy*) no ESP ou no Filtro para instalação futura pode ser considerada (IEA GHG, 2007).

c) FGD

A alternativa para o FGD é a instalação prévia de um sistema que permita atingir o limite estipulado pelos processos de captura (entre 10 e 30 ppm). O sistema poderá operar com eficiência suficiente para atingir apenas o limite de emissão ambiental até o *retrofit*. Caso não se pré-invista em um sistema de FGD de maior porte, a única possibilidade é expandir o sistema original ou instalar um FGD Polisher.

d) Turbinas e Gerador

Idealmente, as plantas *ready* buscam um ciclo a vapor que possuam custo inicial e performance similares às unidades padrões, e que seja capaz de suprir a demanda de vapor para a regeneração e simultaneamente oferecer boa integração, rendimento termodinâmico, baixo custo e mínima necessidade de modificações (IEA GHG, 2007).

A equipe do professor Jon Gibbins do Grupo de Tecnologia da Energia para o Desenvolvimento Sustentável (*Energy Technology for Sustainable Development Group*) do London Imperial College, possui vasta experiência no estudo do impacto do retrofitting à turbina a vapor. Por exemplo, em Lucquiaud e Gibbins (2010), os autores discutem as possíveis modificações prévias que podem ser consideradas por plantas *ready* nas turbinas a vapor de uma termoelétrica a carvão. Resumidamente, podem ser identificadas três configurações:

- Regulador de Pressão (Throttled LP Turbine)

A pressão de transição (*crossover pressure*) IP/LP é definida pela regeneração do solvente. Espaço deve ser considerado para a válvula após a tomada de vapor. Desta forma, a pressão de sucção da turbina LP é garantida pela válvula. Embora existam perdas relacionadas à válvula, qualquer extração de vapor pode ser acomodada. As perdas podem ser reduzidas com o desenvolvimento de solventes.

- Flutuação de Pressão (Floating Pressure LP Turbine)

Nesta configuração, a pressão de transição IP/LP é definida pela extração da quantidade de vapor necessária. O cilindro IP deve ser capaz de acomodar pressões reduzidas de descarga, aumento de carga nos estágios, aumento de momento tangencial e restrições e fluxo (IEA GHG, 2007; Lucquiaud e Gibbins, 2010).

A modificação da turbina IP pode ser realizada originalmente, em especial nos últimos estágios, evitando a necessidade de abrir o equipamento no *retrofit*. Entretanto, isso acarretaria em uma penalidade na eficiência da turbina. Mesmo que a modificação ocorra durante o *retrofitting*, deverá ser esperada uma perda de eficiência nesta turbina. A melhor performance da turbina pode ser obtida através da especificação correta em relação ao consumo de vapor pela planta de captura. O possível superaquecimento do vapor extraído pode ser utilizado para pré-aquecer a carga de BFW (Boiler Feed Water), ao invés da utilização de um dessuper.

- Remoção de Cilindro (Clutched LP Turbine)

A pressão de transição IP/LP é definida no valor adequado para regeneração do solvente (usualmente entre 3 e 5 kgf/cm²) e espaço é disponibilizado para a extração de vapor. Os cilindros da turbina LP são projetados de forma que, quando um deles for removido, a vazão de vapor em excesso coincide exatamente com a quantidade requerida para a regeneração.

Esta configuração promove a maior eficiência com a captura (Lucquiaud e Gibbins, 2010). Esta configuração pode ser considerada apenas se cilindros de tamanhos diferentes forem utilizados e se a previsão da vazão de vapor requerida para a regeneração for estimada corretamente. Provavelmente, esta última hipótese não será cumprida, visto que se espera que o retrofit só ocorra em alguns anos e que, até lá, o processo de absorção evolua paralelamente, reduzindo sua penalidade energética. Além disso, este sistema também exige um investimento adicional sem benefício imediato.

Portanto, observam-se três possibilidades de modificações a serem feitas nas turbinas, de forma a reduzir o impacto na turbina a vapor. Independentemente, a primeira opção oferece uma maior robustez, com previsão de perdas de eficiência. Já as duas outras opções, exigem um sobreinvestimento inicial e um bom conhecimento prévio do sistema de captura. Como este é um ramo dinâmico e cheio de incertezas, estas duas opções se mostram opções de alto risco.

No entanto, deve-se ter em mente que estas opções podem ser utilizadas conjuntamente. Isto é, pode-se considerar, por exemplo, uma turbina de pressão flutuante com a instalação de uma válvula reguladora, o que garantiria uma grande variedade de condições de operação possível.

A figura a seguir ilustra como as três configurações afetariam a interseção entre as turbinas IP e LP.

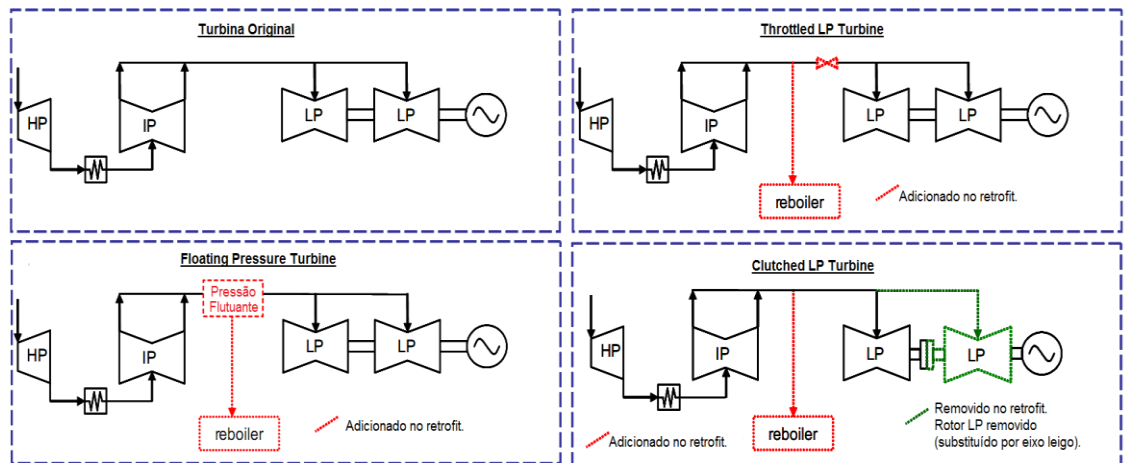


Figura 4-26 - Configuração original e alternativas de modificação para turbina a vapor.

Fonte: Adaptado de IEA GHG, 2007

Legenda: Esquerda alto: turbina original; Direita alto: Throttled LP; Esquerda baixo: Floating Pressure; Direita baixo: Clutched LP.

e) Sistema de Água de Resfriamento

Além do que já foi considerado anteriormente, o único pré-investimento que pode ser realizado no sistema de resfriamento é, no caso de sistema aberto cuja regulação permitir o aumento de temperatura na água de retorno, definir o sistema inicial para acomodar o aumento de vazão de água de resfriamento depois do *retrofitting*.

f) Sistema de Ar Comprimido

O sistema de ar comprimido pode ser dimensionado com folga suficiente para cumprir com as exigências adicionais após o retrofitting. Isso requer um aumento da capacidade do compressor e folgas nas tubulações e sistemas de secagem do ar.

g) Sistemas de Tratamento de Água (Bruta/Desmineralizada/Efluentes)

Da mesma forma, os pré-investimentos adicionais em relação aos sistemas de água passíveis de serem realizados incluem a consideração da vazão adicional de água (bruta e efluentes) uma vez que a planta de captura esteja operando. Isto inclui o aumento da capacidade de bombas, de estocagem, folgas nas tubulações e

equipamentos associados aos sistemas de tratamento. O sistema de água desmineralizada não requer nenhum pré-investimento.

h) Sistema elétrico

Pode ser considerado o projeto e construção de bandejas e estruturas de cabos, incluindo *pull pits* e bandejas adicionais, necessários para o cabeamento futuro. Além disso, os cabos de energização do MCC devem considerar o aumento do consumo de energia após o *retrofit* (IA GHG, 2007).

i) Pipe Rack

Todas as considerações já foram mencionadas anteriormente.

j) Controle e Instrumentação

Com base na estimativa de I/O, pré-investimentos podem ser feitos ao projetar o sistema de controle e na rede da planta, de forma a admitir a entrada futura dos I/O e de sinais. Deve-se ter em mente que sistemas SDCD são licenciados para um número específico de I/O, de forma que a expansão futura pode ser complicada. O pré-investimento mencionado reduziria o risco e facilitaria a integração dos sistemas de controle da planta de captura no sistema de controle principal.

k) Segurança

Todas as considerações já foram mencionadas anteriormente.

5. Captura em Oxi-Combustão para Plantas PC

5.1. Estado da Arte da Oxi-Combustão

Nesta seção será apresentado o estado da arte da oxi-combustão, descrevendo as modificações necessárias ao comparar uma planta com queima com ar e uma planta com oxigênio. A principal diferença é a presença da própria unidade de separação de ar, para gerar o oxigênio necessário. No entanto, existem outras modificações que podem ser consideradas na operação da planta termoeletrica.

Em verdade, a oxi-combustão afeta toda a cadeia de geração de uma termoeletrica a carvão pulverizado, a começar pelos próprios queimadores. Em contrapartida, apesar de impactar fortemente a capacidade de geração, a pós-combustão afeta apenas a interseção IP-LP da turbina a vapor, sem interferir diretamente nas outras etapas (remoção de NO_x , SO_x , etc). Estas modificações serão descritas com maiores detalhes a seguir.

Antes disso, é necessário compreender o conceito de funcionamento de uma oxi-combustão, também conhecida como *oxi-fuel* ou *oxi-combustion*. O princípio básico deste processo consiste na queima do combustível em uma atmosfera rica em oxigênio. Como a temperatura de queima com o oxigênio é mais alta que com ar, se torna necessário usar um diluente para controlar a temperatura. Normalmente o próprio gás exausto é parcialmente reciclado para a câmara de combustão (FGR, ou *Flue Gas Recycle*).

Como a combustão é realizada praticamente sem nitrogênio, a formação de NO_x é reduzida em cerca de 60 a 70%, quando comparada ao que ocorre na queima com ar (DOE, 2008). A formação de NO_x na oxi-combustão está relacionada ao nitrogênio presente no combustível e à infiltração indesejada de ar na câmara de combustão.

Além de permitir temperaturas mais altas de queima, possibilitando a geração de um vapor de maior qualidade, a queima com o oxigênio puro também faz com que o gás de exaustão seja constituído majoritariamente de CO_2 e H_2O . Desta forma, a captura propriamente dita do CO_2 a partir do exausto é bem mais fácil e demanda um

consumo energético muito inferior ao da pós-combustão. A Figura 5-27 apresenta as principais etapas de uma termoeletrica PC com oxi-combustão.

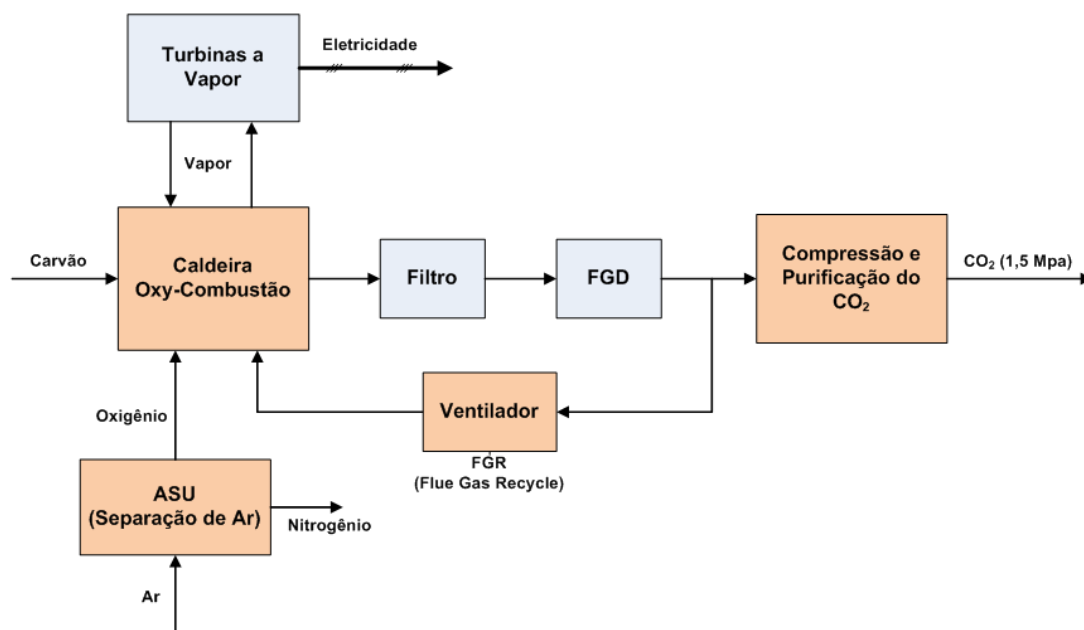


Figura 5-27 - Diagrama da Oxi-Combustão

Em laranja são as unidades adicionais ou que devem sofrer modificação para a captura.

Fonte: Adaptado de DOE, 2011.

Pela figura acima, pode-se perceber que as principais modificação para a oxi-combustão em uma termoeletrica convencional sem captura é a adição da ASU, da etapa de compressão do CO₂ e de um ventilador para o reciclo do gás exausto (FGR). Além disso, a caldeira também deve sofrer algumas modificações ou, em alguns casos, deve ser substituída por completo. As turbinas a vapor não são necessariamente substituídas na oxi-combustão, apenas se as condições do ciclo a vapor forem modificadas. Por exemplo, a modificação ou substituição da caldeira é uma ótima oportunidade para sair de um ciclo subcrítico para um ciclo super ou ultra-supercrítico. Neste caso, as turbinas deverão ser substituídas.

A seguir, serão discutidas com maiores detalhes as principais modificações necessárias para operar uma usina PC com oxi-combustão. Primeiramente, deve-se destacar que a seção de manipulação e preparo do combustível, assim como a

alimentação deste na caldeira não possui nenhuma modificação em relação ao caso base, sem captura.

- Caldeira/Queimadores:

Em termos de operação, a caldeira de oxi-combustão com FGR é basicamente uma caldeira com queima a ar, com exceção de que a corrente de FGR substitui a entrada secundária de ar. Os equipamentos básicos da caldeira também são semelhantes ao caso a ar, sendo necessário apenas um condensador, para remover o excesso de água do FGR, e um reaquecedor do FGR, reaquecendo a corrente de FGR em 5-10°C para evitar condensação nos ventiladores (DOE, 2008).

Como a caldeira utiliza o reciclo do exausto e apenas oxigênio é alimentado na caldeira, o exausto possui níveis muito mais altos de CO₂ e pouco nitrogênio. A composição molar do exausto pode atingir de 55 a 75% de CO₂. A principal consequência para a caldeira é o aumento da emissividade¹⁴ devido à diferença de densidade e velocidade do gás, o que afeta a transferência de calor (DOE, 2008). Por exemplo, a quantidade de oxigênio entrando na caldeira é cerca de 25% da massa requerida em um queimador a ar.

- Controle de NO_x:

O controle da formação de NO_x é uma preocupação primordial para a queima com ar. Existem diversas formas de se controlar a formação de NO_x, tanto em pré como pós-combustão. As medidas pré-combustão mais comuns incluem a utilização de queimadores low-NO_x e a entrada estagiada de ar na caldeira. Uma terceira opção usualmente utilizada em conjunto às duas primeiras para se reduzir ainda mais a emissão de NO_x é a utilização de um sistema catalítico de redução (SCR), em que o NO_x é reduzido a N₂ e água.

No caso da queima com oxigênio, a formação de NO_x já é fortemente reduzida pela baixa presença de nitrogênio na câmara de combustão. No entanto, a utilização

¹⁴ Emissividade é a capacidade relativa de um corpo emitir energia por radiação, comparado a um corpo negro na mesma temperatura.

de queimadores Low-NOX e de portas de entrada de oxigênio (OFO, ou *Overfire Oxygen*) nas paredes frontal e traseira do forno garantem a minimização da formação de NO_x, mesmo na oxi-combustão (DOE, 2008). O SCR não é necessário para atingir níveis baixos de emissões.

- Controle de Particulados

Em uma termoeletrica PC com queima com ar, o filtro, ou o ESP têm a função de remover os materiais particulados do exausto e operam, usualmente, com eficiências em torno de 99,8% (DOE, 2008). Apesar de possuir a mesma função na oxi-combustão, o aumento da densidade do gás exausto promove a redução da velocidade do gás. Isso promove o aumento do tempo de residência do gás, o que ajuda a melhorar a eficiência de remoção de particulado, em relação ao caso com queima com ar. Outra consideração para a oxi-combustão, é que os filtros devem ser selados com CO₂ ou exausto, de forma a evitar infiltração de ar (DOE, 2008).

- FGD

Teoricamente, a oxi-combustão pode ser considerada com a ausência de um FGD, sendo os compostos de enxofre sequestrados em conjunto com o CO₂. Entretanto, ao promover a recirculação do exausto (FGR), a concentração das impurezas no exausto tenderá a aumentar. Por este motivo, convém manter o sistema de FGD. Como, em geral, os materiais da caldeira são projetados para suportar a corrosão equivalente a 3,5% de enxofre no carvão (DOE, 2008), o FGD pode ser desprezado para carvões com teores baixos de enxofre, inferiores a 1%.

Quando necessário, o sistema de FGD é bastante similar para ambos casos, com ar ou oxigênio. A principal diferença é a necessidade de um resfriador a jusante do FGD na oxi-combustão, de forma a condensar o vapor de água. Cerca de 70% do exausto que deixa o FGD é reciclado para a caldeira, como a corrente de FGR. No entanto, esta corrente precisa ser reaquecida em 5 a 10°C, para evitar condensação nos ventiladores de reciclo (DOE, 2008).

A principal vantagem de utilizar um FGD úmido na oxi-combustão é a capacidade de resfriar o exausto, que entra com uma temperatura em torno de 180°C,

até cerca de 70°C, gerando uma corrente saturada em vapor. O gás deve ser resfriado na saída do FGD, para remover ainda mais o teor de água. A presença de água no FGR afeta sua capacidade de secar o carvão e pode influenciar na combustão.

- Remoção de Mercúrio

Na queima com ar, o SCR promove a oxidação do mercúrio. A oxi-combustão garante que cerca de 85 a 90% do mercúrio seja oxidado na caldeira, sendo possível remover parte do contaminante nos filtros, embora a maior parte seja removida ao utilizar um FGD úmido. Uma eficiência de 90% de remoção pode ser atingida (DOE, 2008).

- Compressão e Purificação do CO₂

O gás que deixa o FGD é constituído majoritariamente de CO₂ e água, entre 88 e 96% molar. Após o resfriamento, mencionado anteriormente, o CO₂ se encontra ainda mais concentrado, não só pela remoção da água, mas porque parte dos compostos de enxofre remanescentes é removida na fase aquosa. Cerca de 70% da vazão é reciclada para a caldeira, através de ventiladores de reciclo, enquanto que os 30% restante seguem para a seção de compressão.

A Figura 5-28 apresenta o sistema de compressão, secagem e purificação do CO₂. O sistema é composto de uma primeira etapa de compressão (LP), uma unidade de secagem, uma segunda seção de compressão (HP) e, se necessário, uma unidade adicional de purificação.

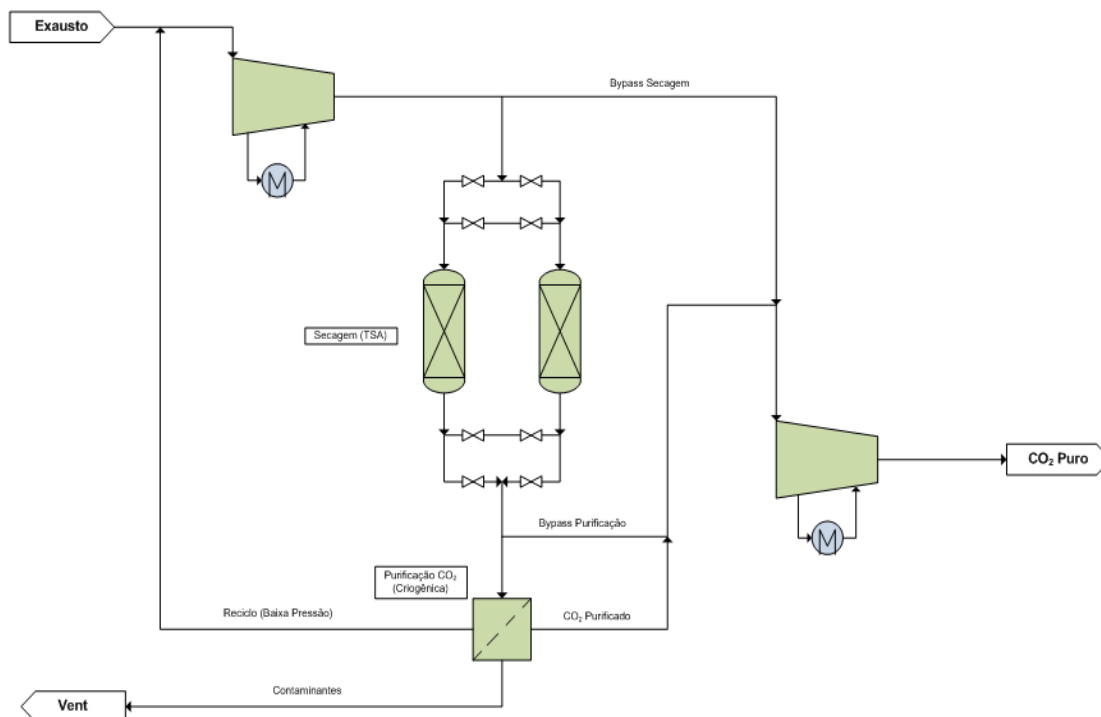


Figura 5-28 - Sistema de Compressão e Purificação do CO₂

Fonte: Adaptado de DOE, 2008

A unidade de secagem usualmente consiste de um sistema de adsorção (TSA, ou *Temperature Swing Adsorption*), em que o nitrogênio da ASU é utilizado para regenerar o leito de adsorvente, em geral de alumina (DOE, 2008).

Apesar de se poder atingir uma pureza acima de 95% para o CO₂, em determinados casos pode se tornar necessária a utilização de um sistema adicional de purificação. O sistema sugerido por DOE (2008) é um sistema de duplo flash criogênico, em que o CO₂ é separado de poluentes como NO_x e SO_x. Parte do CO₂ pode ser encaminhado ao segundo estágio de compressão, mas o restante deve ser retornado para o primeiro estágio, devido à redução de pressão. Os efluentes podem ser ventados ou encaminhados para tratamento adicional. Em geral, o sistema de purificação não deve ser muito grande, reduzindo o custo e a penalidade energética, visto que não é necessário tratar todo o CO₂ para atingir a especificação.

- Unidade de Separação de Ar (ASU)

A unidade de separação de ar é o coração da oxi-combustão. Atualmente, a separação criogênica do ar é a tecnologia que apresenta melhor eficiência e custo para a geração de grandes quantidades de gases atmosféricos, como o oxigênio, nitrogênio e argônio (Smith e Klosek, 2001; Rubin et al, 2007; IEA GHG, 2007, Darde et al, 2009). Este processo domina fortemente o mercado atual de produção de oxigênio e está dividido entre cinco grande empresas: Air Products, Air Liquide, BOC Group, PLC, Linde e Praxair. A expectativa é de que provavelmente este processo continue a exercer um papel igualmente importante nos próximos anos (IEA GHG, 2007).

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

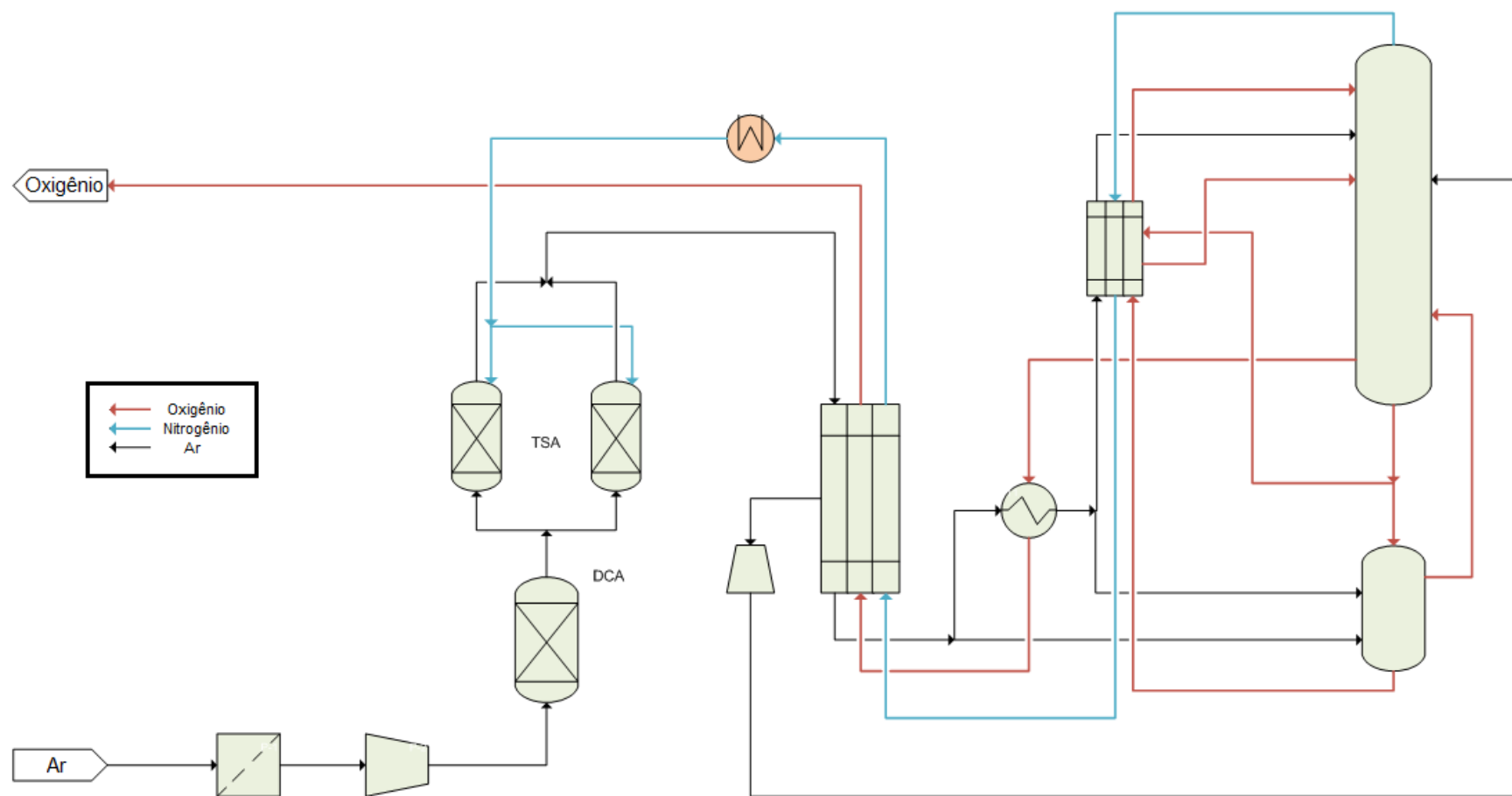


Figura 5-29 - Fluxograma de Processo de uma ASU Criogênica convencional

Fonte: Adaptado de Rubin et al, 2007

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

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

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

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

O processo apresenta um sistema complexo de integração energética entre as correntes, que são efetuadas por um trocador secundário e pelo *oxygen boiler*. Maiores detalhes em relação à descrição das correntes e suas funções dentro da integração energética estão disponíveis na literatura (Shreve, 1980; Rubin et al, 2007; Kerry, 2007) e não serão discutidas neste trabalho.

A corrente de topo da coluna principal é constituída de nitrogênio, que pode ser purificada e vendida como subproduto. Esta corrente é uma das mais frias do

processo e é usualmente utilizada pra resfriar as demais correntes dentro do *cold box* (Rubin et al, 2007).

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

A planta de oxigênio consome quantidades significativas de eletricidade (Kerry, 2007; Rubin et al, 2007), o que reduz o saldo de energia a ser disponibilizada pela termoelétrica. Os principais consumidores de eletricidade do processo são: compressor de carga, refrigeração suplementar do *cold box*, sistema de controle e sistemas auxiliares e, quando necessário, compressor de oxigênio. Como para a oxi-combustão não se torna necessário utilizar um compressor de oxigênio, apenas os três primeiros itens são relevantes. A penalidade à usina termoelétrica dependerá, portanto, da quantidade de oxigênio e da pureza necessária pela planta.

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

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



Figura 5-30 - Construção da ASU do Pearl GTL Project

Fonte: Linde, 2009

A Linde oferece duas opções de unidades criogênicas. A primeira opção são unidades de separação de ar em "pacotes" prontos para produção até cerca de 450 tpd (13.000 Nm³/h) de oxigênio. Para capacidades maiores que 450 tpd de oxigênio, a Linde oferece plantas projetadas exclusivamente para o empreendimento em questão. A recomendação da fornecedora para este último serviço é para capacidades entre 450 e 30.000 tpd (13.000 a 860.000 Nm³/h) de oxigênio (Linde, 2011a).

Além da destilação criogênica, a Linde também oferece sistemas de adsorção para a produção de oxigênio, mas apenas para capacidades menores. Entre 1,75 e 17,50 tpd (50 a 500 Nm³/h) a empresa sugere módulos prontos de PSA (Pressure Swing Adsorption). Para capacidades entre 14 a 210 tpd (400 a 6.000 Nm³/h) o processo recomendado são módulos de VPSA (*Vacuum Pressure Swing Adsorption*). A figura a seguir mostra uma unidade de adsorção para produção de 1.300 Nm³/h de oxigênio na Suécia. O adsorvente utilizado pela Linde é uma zeólita com capacidade de adsorver nitrogênio, água e dióxido de carbono muito maior que o oxigênio, permitindo a passagem do gás pelo leito. O sistema pode atingir até 94% de pureza (Linde, 2011b).



Figura 5-31 - Unidade VPSA para 1.300 Nm³/h de oxigênio.

Fonte: Linde, 2011b

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

A Air Liquide também fornece serviços de engenharia para unidades de separação de ar e, inclusive, já apresenta serviços de projeto de ASU especificamente feitos para oxidação. A capacidade sugerida se encontra na faixa entre 2.500 e 40.000 tpd (87 a 1.395 Nm³/h) de oxigênio (Air Liquide, 2011). A empresa afirma que, em parceria com a Babcock&Wilcox, o projeto de uma oxidação supercrítica integrada garantiria uma eficiência em até 4 pontos percentuais acima de uma oxidação supercrítica padrão. A empresa espera, ainda, que até 2015 este número aumente para 6 pontos percentuais (Air Liquide, 2009).

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

A seguir, será calculada a energia mínima de separação da oxi-combustão, que inclui a energia mínima de separação do oxigênio. A partir deste número, determinado pela termodinâmica, será possível analisar o estado atual dos processos de separação de ar.

5.2. Energia Mínima de Separação da Oxi-Combustão

Assim como foi feito na seção 4.2 para a pós-combustão, esta seção detalhará as metodologias utilizadas para calcular a energia mínima de cada etapa associada à captura pela oxi-combustão. No entanto, este processo será dividido em três etapas: captura, compressão e separação do oxigênio.

5.2.1. Trabalho Mínimo de Separação do Oxigênio

Como já foi apresentado, a oxi-combustão se baseia na queima do combustível na presença de oxigênio, ao invés do ar. Além de permitir atingir uma temperatura de queima mais alta, o exausto gerado possui uma concentração mais alta de CO_2 , que por sua vez também é separado mais facilmente que na pós-combustão.

No entanto, como será apresentado, a energia e o custo requeridos para separar o ar e gerar o oxigênio necessário representa um dos principais desafios da oxi-combustão, assim como do IGCC. Portanto, esta será a primeira etapa analisada.

Assim como foi feito para a pós-combustão, será definido um processo geral de separação do ar, que gera duas correntes: uma rica em oxigênio e outra rica em nitrogênio. A Figura 5-32 apresenta o processo conceitual. Note-se que é necessária a definição da composição das duas correntes geradas pelo processo para o cálculo da energia mínima de separação.

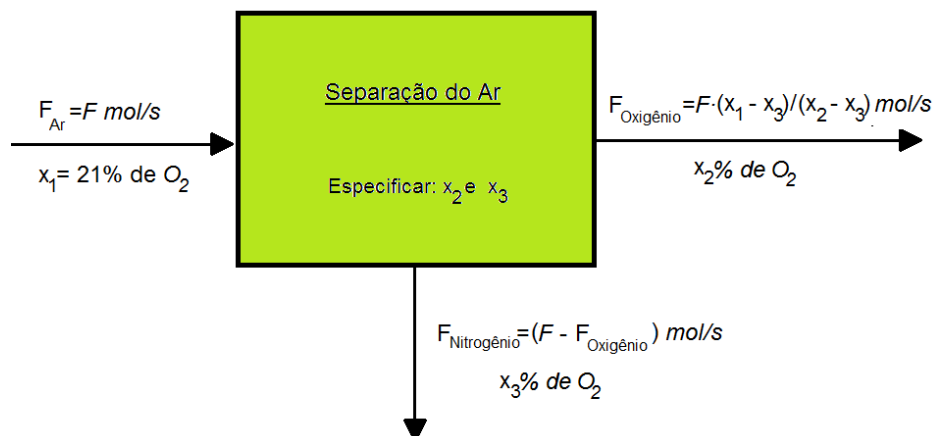


Figura 5-32 - Processo conceitual de Separação do Ar

Fonte: Elaboração própria.

Novamente, os métodos utilizados para o cálculo foram: a equação da exergia das correntes, apresentado no capítulo 3; e a equação de estado (Peng-Robinson). A partir do ar como uma mistura binária (79% N₂ e 21% O₂), um processo de separação perfeita, isto é, capaz de gerar uma corrente pura de oxigênio e uma corrente pura de nitrogênio exigiria uma energia mínima de 46,8 kWh/t de O₂ (0,168 GJ/t), pelo método da exergia das correntes. Já a equação de estado dá um resultado de 53,5 kWh/t (0,193 GJ/t), um resultado 14% maior.

O cálculo do trabalho mínimo de separação do ar em função da pureza das correntes foi realizado pela equação da exergia e os resultados podem ser verificados na Figura 5-33. Foi assumido que o ar inicial é constituído de uma mistura binária (79% N₂ e 21% O₂).

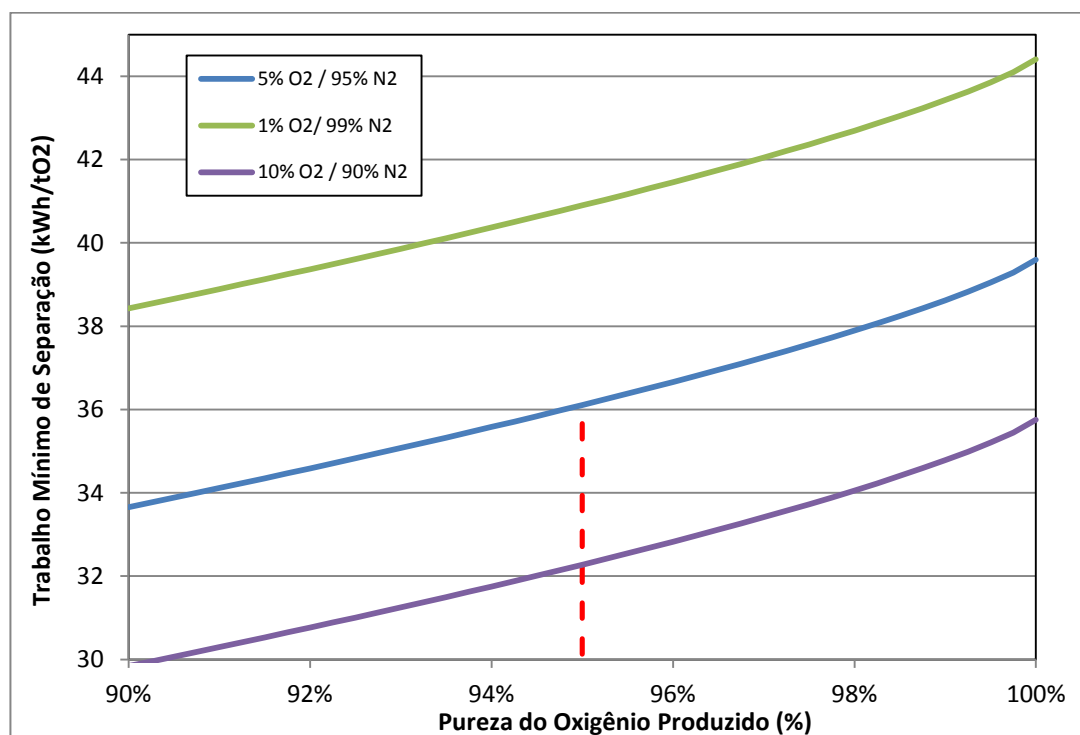


Figura 5-33 - Trabalho Mínimo de Separação do Ar em função da pureza do Oxigênio

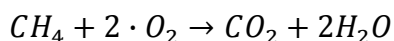
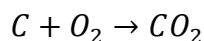
Fonte: Elaboração Própria

Pode-se observar pela Figura 5-33 que para atingir uma maior pureza do oxigênio, maior será a energia necessária. O mesmo pode ser dito em relação à pureza da corrente de nitrogênio, ilustrada pelas curvas de diferentes cores.

Assumindo uma condição padrão de pureza de 95% de Oxigênio e 95% de Nitrogênio, a energia mínima calculada foi de 36,1 kWh/t de O₂ (0,130 GJ/t). A equação de estado apresentou um resultado de 42,0 kWh/t de oxigênio (0,151 GJ/t), um valor 16% maior.

No entanto, os valores obtidos dizem respeito à massa de oxigênio gerada, que ainda não pode ser diretamente relacionada ao valor da penalidade energética encontrado para a separação da pós-combustão, que estava baseada no CO₂ capturado. Para fazê-lo, deve-se inicialmente encontrar a relação entre o consumo de oxigênio e a geração de CO₂. Esta relação será função da composição do combustível, de seus heteroátomos e contaminantes.

Considere, por exemplo, as equações de combustão a seguir, que representam, no conjunto de hidrocarbonetos, aquele com menor e maior teor de moléculas de hidrogênio por moléculas de carbono em sua estrutura:



Pode-se perceber, portanto, que a relação O_2/CO_2 é igual a 1 em um caso de carvão idealizado, cuja composição seria apenas de átomos de carbono. Já no extremo oposto, o metano possui quatro átomos de hidrogênio por átomo de carbono, o que faz aumentar a relação O_2/CO_2 para 2. Isso em um caso ideal, sem considerar impurezas nos combustíveis. O IECM, que possui uma variação de tipos de carvão, indica que esta relação pode variar de 1,12 a 1,18 (IECM), dependendo da composição do carvão. Como estamos analisando o caso de uma termoeletrica a carvão pulverizado, podemos assumir o valor médio de $O_2/CO_2=1,15$.

Logo, será adotado um valor de 48,3 kWh/t de CO_2 (0,174 GJ/t) para a separação do ar. O valor calculado pela equação de estado foi escolhido, por ser um método mais robusto que o cálculo da exergia das correntes. Pode-se perceber, portanto, um valor extremamente similar àquele encontrado para a pós-combustão (0,158 GJ/t).

Já para a separação perfeita, o valor encontrado seria de 0,200 GJ/t, que, embora próximo, é superior ao da pós-combustão. É possível, portanto, inferir uma importante relação: o limite tecnológico da oxi-combustão é compatível com o da pós-combustão, mas apresenta uma leve desvantagem. Deve-se lembrar que o valor assumido para a relação O_2/CO_2 também afeta o resultado. No entanto, em geral, é possível assumir que o limite tecnológico da oxi-combustão possua uma penalidade energética maior que a da pós-combustão. Entretanto, nada foi dito sobre a dinâmica da evolução tecnológico ao longo do tempo.

5.2.2.Comparação com uma ASU Convencional

Nesta seção, serão comparados os valores típicos de consumo energético em relação ao valor mínimo teórico, calculado na seção anterior. Em geral, as ASU disponíveis atualmente no mercado possuem um consumo médio entre 200 e 250 kWh/t de oxigênio produzido (IEA GHG, 2006). Já o IECM® apresenta um valor típico de 210,4 kWh/t de O₂, o que corresponde a um valor 4,3 vezes maior à energia mínima de separação do ar. A ASU no IECM® considera a produção de um oxidante com 95% de oxigênio a uma pressão de 101,4 kPa.

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

Tabela 5-13 – Comparação do consumo elétrico de uma ASU convencional com o Trabalho

Mínimo Teórico

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

Os valores acima são descritos para oxigênio a 95% e a pressão ambiente. Como pode-se perceber, as ASU convencionais atuam com um consumo energético entre 4 e 5 vezes o mínimo teórico. Em comparação ao processo convencional da pós-combustão (MEA 30%p), pode-se perceber que a ASU leva uma ligeira vantagem. No entanto, novos solventes e novos processos derivados do processo convencional

garantem à pós-combustão maior versatilidade. Os processos alternativos para separação de oxigênio serão discutidos mais adiante.

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

5.2.3.Trabalho Mínimo de Separação do CO₂

A separação do CO₂ na oxi-combustão é realizada através do resfriamento do gás exausto. A pureza do oxigênio, impurezas do combustível (especialmente de enxofre e nitrogênio) e as condições de reciclo do CO₂ à caldeira, determinarão a concentração de CO₂ no exausto. Após a remoção dos compostos de enxofre em um FGD, caso necessária, a remoção do excesso de água pode ser auxiliada pelos primeiros estágios de compressão.

O aumento de pressão e o resfriamento entre estágios de compressão são responsáveis pela remoção do vapor de água por condensação. A energia gasta neste processo já faz parte da energia necessária pelo FGD e no ciclo de compressão. Por isso, o valor da energia mínima associado à separação do CO₂, basicamente o resfriamento e condensação da água, será considerada como nula para efeitos comparativos.

5.2.4.Trabalho Mínimo de Compressão

Como o CO₂ gerado pela oxi-combustão está, idealmente, em uma condição muito semelhante ao CO₂ capturado pela pós-combustão, pode-se assumir que os esforços mínimos para sua compressão serão os mesmos. Na oxi-combustão o CO₂ se encontra purificado e a pressão atmosférica, assim como na pós-combustão. Portanto,

será utilizada como padrão a energia mínima de compressão igual à 61,9 kWh/t (0,223 GJ/t), como no item 4.2.5.

Logo, define-se a energia mínima do processo de oxi-combustão como a soma da energia mínima de separação do ar, da energia mínima de separação do CO₂ e da energia mínima de compressão. O valor encontrado é de 110,2 kWh/t (0,397 GJ/t).

$$E_{Cap}^{min} = E_{Sep}^{min} + E_{Comp}^{min} = 48,3 + 61,9$$

$$E_{Cap}^{min} = 110,2 \text{ kWh/t}$$

5.3. Pesquisa e Desenvolvimento da Oxi-combustão

Nesta seção serão apresentados os principais esforços de pesquisa e desenvolvimento para a oxi-combustão. Como já foi mencionado, o principal foco de desenvolvimento atualmente é na redução de custos e da penalidade energética da unidade de separação de ar. Como foi evidenciado, a destilação criogênica é a maior aposta dos desenvolvedores da oxi-combustão, embora ainda exista um grande potencial de melhorias a serem feitas tanto no processo, como na integração com a caldeira.

Apesar do papel de destaque na destilação criogênica, estudos recentes procuram verificar processos alternativos para a geração de oxigênio. A expectativa em relação a estes processos é permitir a geração de um oxigênio a um menor custo ou através de uma melhor integração com a termoelétrica. Estes processos também serão apresentados, de forma simplificada, a seguir.

a) Caldeira para a Oxi-Combustão

A única possibilidade de desenvolvimento que poderá afetar fortemente a performance e o custo da oxi-combustão que não envolve a ASU é o desenvolvimento de caldeiras avançadas para a oxi-combustão. Como já foi apresentado anteriormente, a injeção do oxigênio, em oposição ao ar, nos queimadores não é um problema.

Entretanto, o aumento de temperatura devido à mudança de oxidante ainda se mostra um problema, devido às limitações dos materiais internos do forno. Para contornar este problema, atualmente se considera a utilização de reciclo do gás de exaustão como diluente térmico, de forma a controlar a temperatura de queima. Esta técnica foi denominada FGR (*Flue Gas Recycle*), e a vazão mássica de FGR necessária atualmente beira 70% do exausto.

Portanto, a partir do desenvolvimento de novos materiais, seria possível atingir uma temperatura de queima mais alta, que por si só já permitira a geração de um vapor de maior qualidade permitindo um aumento da eficiência da planta termoelétrica. Além disso, a corrente de FGR seria reduzida, o que implicaria em uma menor penalidade energética para promover o reciclo do exausto. Além disso, todos os equipamentos e tubulações a jusante da caldeira e a montante da compressão de CO₂ seriam reduzidos, pois o reciclo seria menor.

Porém, não existem perspectivas de curto e médio prazo para o desenvolvimento de materiais que modifiquem significativamente as condições apresentadas. É possível, no entanto, que modificações incrementais ocorram, permitindo uma evolução gradativa da oxi-combustão (NETL/DOE, 2007).

b) Processo Criogênico de Separação do Ar

Os principais desenvolvimentos recentes em relação ao processo criogênico de separação do ar já foram abordados. A Linde afirma ser possível promover uma redução de até 25% do consumo energético do processo convencional, ao adaptar a ASU especificamente para a oxi-combustão (Linde, 2009). A Air Liquide apresenta valores similares (Air Liquide, 2009).

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

A Linde participou da construção da primeira planta piloto de oxi-combustão a carvão em Vatenfall (Noruega), ao elaborar e construir a ASU, a unidade de purificação

e a unidade de compressão do CO₂ (DNV, 2010). Na Figura 5-34 a seguir pode ser visualizada a unidade piloto, após sua conclusão em 2008.



Figura 5-34 - Planta Piloto de Oxi-Combustão em Vattenfall

Fonte: Linde, 2009

A Air Liquide (2009) afirma que diversos avanços ainda são possíveis de serem atingidos no curto e médio prazo com a tecnologia criogênica, ao considerar a unidade especificamente para a oxi-combustão. O gráfico da Figura 5-35 abaixo representa a expectativa da empresa em relação à evolução do consumo energético nos próximos anos. Pode-se verificar que no curto prazo a empresa afirma ser possível chegar a pelo menos 17% de redução do consumo energético. A partir da integração da ASU com o ciclo a vapor, seria possível expandir esta redução para até 24%.

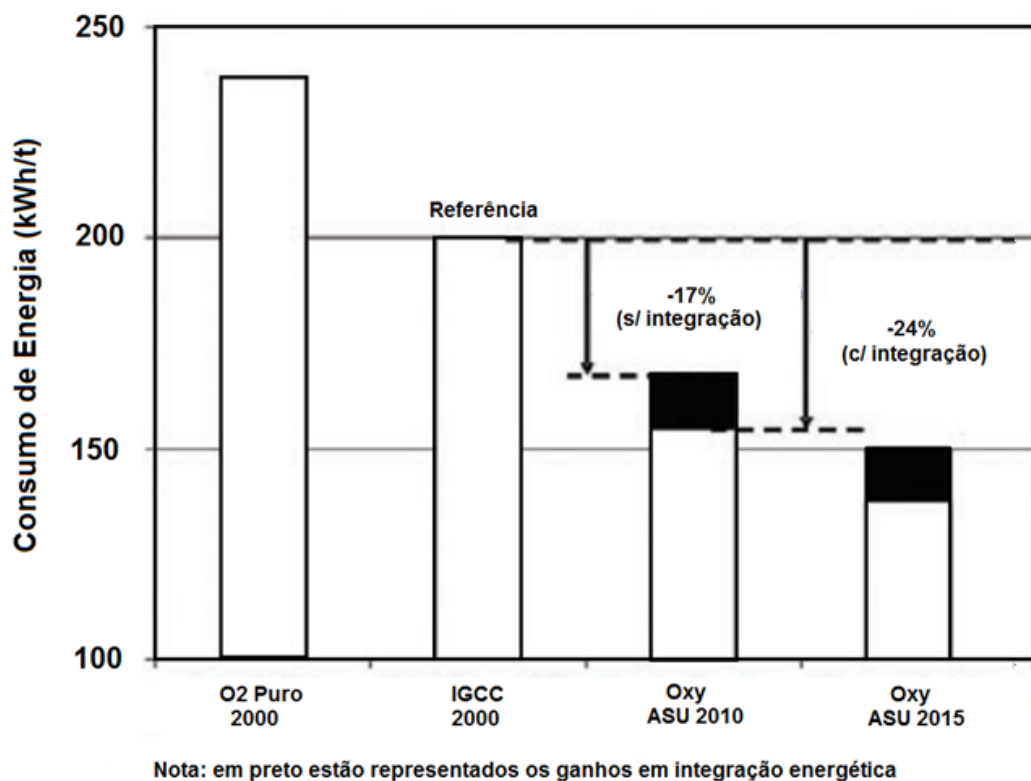


Figura 5-35 - Previsão de redução do consumo segundo a Air Liquide

Fonte: Adaptado de Air Liquide, 2009

c) Adsorção

Os processos de adsorção são baseadas na capacidade de determinados materiais em adsorver gases, no caso da separação do ar, preferencialmente o nitrogênio. As zeólitas apresentam campos elétricos não-uniforme nas cavidades do material, que adsorvem preferencialmente moléculas que se polarizam mais facilmente (Smith e Klosek, 2001). Por isso, o nitrogênio é adsorvido de forma mais forte que o oxigênio e o argônio, gerando uma corrente mais rica em oxigênio conforme o ar passa pelo leito.

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

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

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

Variações no processo que afetam a eficiência de operação incluem: pré-tratamento do ar para remover água e CO₂; múltiplos leitos, que permitem a recuperação de pressão na troca de leitos; operação a vácuo durante a regeneração, etc. Devido à natureza cíclica do processo, o tamanho dos leitos é um fator limitante no custo do processo. Como a capacidade de produção está relacionada com o volume do leito, o custo de capital cresce de forma mais agressiva em relação à produtividade do que em plantas criogênicas (Smith e Klosek, 2001). Isso explica o porque da limitação em relação à capacidade de produção de empresas como Linde e Air Liquide, como foi apresentado na seção 5.1

d) Membranas

Na década de 1980, a utilização de membranas seletivas surgiram como uma alternativa promissora em oposição ao processo criogênico e à adsorção (Burdyny e Struchtrup, 2010). Nestas membranas, o oxigênio é permeado mais facilmente pois o tamanho de sua molécula é ligeiramente menor que a do nitrogênio.

A força motriz na separação das por membranas é o diferencial de pressão, que para a separação de ar deve ser criada através de um compressor ou por um sistema

de vácuo a jusante. Caso se use um compressor, pode-se utilizar uma turbina na saída da membrana para recuperar parcialmente a energia gasta na compressão. Em geral, a corrente rica em oxigênio é gerada à pressão atmosférica (Burdyny e Struchtrup, 2010).

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

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

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

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

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

O mesmo trabalho estima que a eficiência de uma planta a carvão em oxidação possa atingir 42,8% (PCS) através de avanços na troca de calor entre a caldeira e a membrana, para promover o aumento de temperatura necessário. Em teoria, o sistema à alta temperatura seria capaz de reduzir o custo de capital, reduzir o consumo energético, reduzir o espaço necessário para a planta de ar e aumentar a eficiência da planta. No entanto, o sistema considerado ainda está longe de poder ser implementado comercialmente (Hashim et al, 2011).

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

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

e) Membranas de Transporte Iônico (ITM)

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

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

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

Existem três principais tipos de materiais cerâmicos com capacidades de transporte de íons: perovskita, fluorita e misturas de ambos. Maiores detalhes sobre a estrutura destes materiais e suas qualidades para ITM estão disponíveis em Foy et al (2005). Existem diversos materiais sendo desenvolvidos ao redor do mundo com propriedades similares, o que realça o potencial desta tecnologia. Foy et al (2005) elaboraram um estudo comparativo entre os materiais inovadores mais promissores, os resultados podem ser visualizados abaixo.

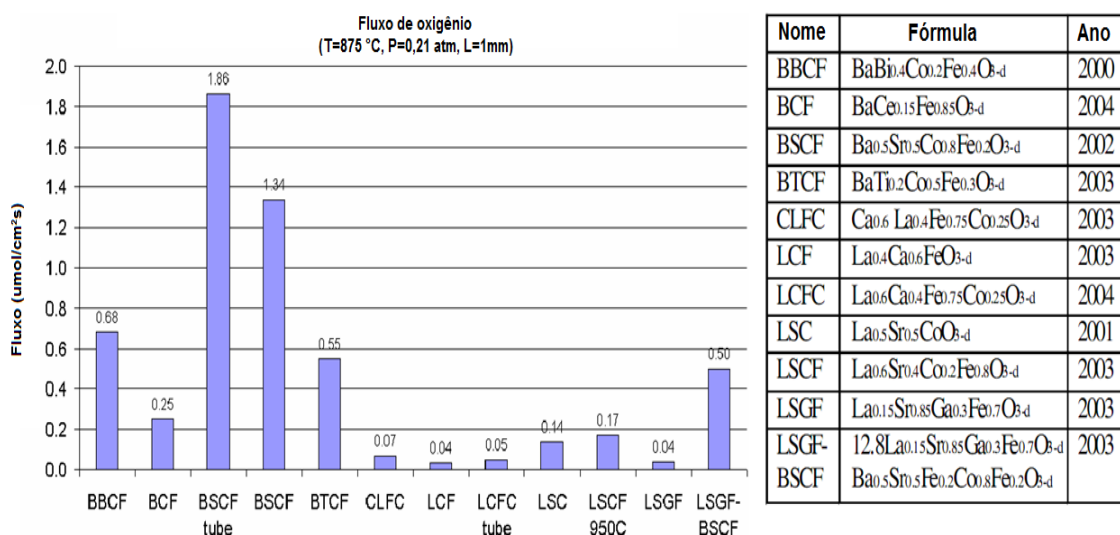


Figura 5-36 - Comparação de materiais de ITM

Fonte: Adaptado de Foy et al, 2005

Como se pode perceber, a produção de oxigênio por ITM é uma tecnologia de ruptura, que visa gerar um produto de alta qualidade a um baixo custo e que permitiria melhorar a performance de uma planta termoelétrica. Foy et al (2005) apresentam ainda o potencial desta tecnologia para a oxidação parcial do metano.

f) Recuperação Autotérmica Cerâmica (CAR)

Outro processo que utiliza as propriedades das perovskitas foi desenvolvido pela Linde e BOC, denominado CAR (*Ceramic Autothermal Recovery*). O projeto do DOE com auxílio da Linde e BOC, encerrado em 2008, apresentou um avanço considerável no desenvolvimento deste processo, embora tenham sido encontradas dificuldades significativas para exploração em escala comercial (DOE, 2008).

A primeira fase do projeto, foi concluída em setembro de 2008, quando uma unidade de demonstração de 0,7 toneladas por dia de oxigênio foi instalada ao lado do centro de teste de combustão de carvão (CTF) em Murray Hill, New Jersey. O processo foi demonstrado com sucesso e a temperatura de operação do leito foi mantida entre 800 e 900°C com a combustão de gás natural, assim como apresentado no processo ITM.

O processo CAR é cíclico, assim como os processos de adsorção, e deve ser utilizado um gás para regenerar o leito (DOE, 2008). Os leitos são formados de uma camada de material (perovskita) envolta em duas zonas de materiais para transferência de calor, que é utilizado para manter a temperatura do leito. A Figura 5-38 apresenta uma ilustração da configuração do leito.

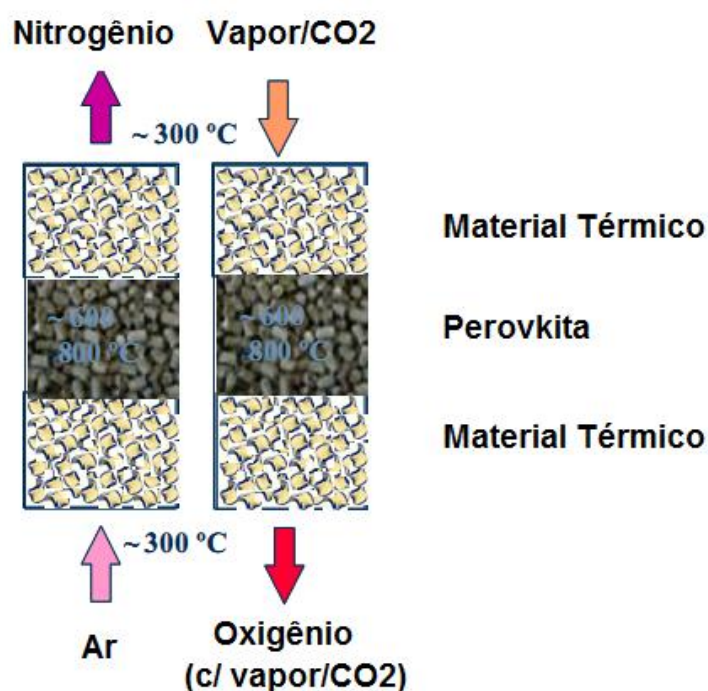


Figura 5-38 - Leito do processo CAR

Fonte: Adaptado de DOE, 2008

O mesmo projeto apresentou que a energia requerida para compressão do ar pelo processo CAR seria equivalente a 40% em relação a uma ASU criogênica convencional. Além do compressor, a penalidade do processo CAR também incluiria o consumo de vapor para regeneração do leito, que corresponderia a cerca de 25% da penalidade de uma ASU convencional. Logo, a penalidade total do processo seria equivalente a 65% da ASU convencional (DOE, 2008). A projeção de investimento fixo apresentou uma redução de 55%, também em relação a uma ASU convencional de capacidade equivalente.

Para a produção em larga escala, foram estimados os consumos energéticos específicos para o processo CAR, considerando a limpeza do leito com vapor ou com gás de exaustão. O estudo considerou um consumo específico padrão para a ASU criogênica de 223 kWh/t de O_2 . A partir do exausto, o processo apresentou um consumo de 115 kWh/t. Ao considerar um recuperador de CO_2 , o consumo aumentou para 170 kWh/t. Ao desviar vapor da turbina de baixa pressão, o consumo energético ficou em 256 kWh/t, superior ao da ASU convencional.

Por fim, o projeto analisou a sensibilidade do material à exposição ao enxofre, presente no exausto. Foi comprovado que níveis altos de SO_x afetam a performance do processo, pois o SO_2 é adsorvido pelo leito através da formação de uma superfície de sulfato, que bloqueia o acesso do oxigênio ao sítio ativo do material (DOE, 2008). Até mesmo níveis considerados baixos, como 10 ppm, foram capazes de influenciar a operação do processo. Portanto, se torna fundamental o estudo e o desenvolvimento de materiais que suportem a presença de enxofre para que o processo possua esperança de se tornar comercial no futuro.

g) Breve comparação entre as tecnologias

Smith e Klosek (2001) e Hashim et al (2011) promovem uma análise comparativa dos diversos processos de geração de oxigênio e os diferenciam entre cinco categorias, que podem ser observadas na Tabela 5-14. Segundo os autores, a adsorção e as membranas poliméricas continuarão a apresentar melhorias em relação ao custo e eficiência energética através das pesquisas recentes. No entanto, é possível assumir que nenhuma das duas tecnologias será capaz de disputar individualmente com a tecnologia criogênica para produção em larga escala.

Além do mais, nenhum dos dois processos é capaz de produzir nitrogênio de alta pureza e argônio, que podem ser comercializados para abater o investimento da planta de oxigênio. A tendência é de que os processos de adsorção e membranas continuarão a ser vantajosos apenas para pequenas escalas. Elas ainda podem ganhar espaço em aplicações que exigem um tempo de partida mais curto.

Tabela 5-14 - Comparação entre tecnologias de separação de ar

Processo	Situação	Faixa de Produção (tpd de O_2)	Capacidade de Coprodução	Limite de purificação (% vol.)	Tempo de Partida
Adsorção	quase madura	< 150	baixa	~ 95	minutos
Criogênico	madura	> 20	excelente	>99	horas
Membrana	quase madura	< 20	baixa	~ 40	minutos
ITM	desenvolvimento	n.d.	baixa	>99	horas
CAR	desenvolvimento	n.d.	baixa	>99	horas

Fonte: adaptado de Smith e Klosek (2001) e Hashim et al (2011)

Os processos ITM e CAR possuem potencial para geração de um produto de alta qualidade, embora suas aplicações comerciais ainda não tenham sido comprovadas. No entanto, elas se mostram como tecnologias com capacidade de alterar o perfil tecnológico da geração de oxigênio, uma vez que os processos amadureçam. Além disso, ambos processos apresentam potencial para uma melhor integração à termoeletrônica que a unidade criogênica, dado que seja possível atingir as altas temperaturas necessárias através de uma integração avançada com a caldeira.

Já a destilação criogênica deverá continuar a dominar o mercado de produção de oxigênio e se mostra como o principal candidato para entrar no *retrofitting* da oxi-combustão. O processo ainda apresenta potencial para melhorias que devem advir do aprendizado tecnológico, que será abordado na próxima seção.

5.4. Perfil de Aprendizagem da Plantas PC com Oxi-Combustão

Como foi discutido anteriormente, o principal equipamento que afetará o perfil de aprendizagem da oxi-combustão é a ASU. Ganhos tanto na caldeira quanto nos compressores de CO₂ serão comuns à pós-combustão. Para analisar a curva de aprendizagem da ASU, primeiro deve-se analisar a evolução da produção acumulada de oxigênio no mundo. A figura a seguir apresenta tal evolução. Os valores foram obtidos pelo Engauge Digitizer a partir dos dados do estudo da IEA GHG (2006). O crescimento da produção de oxigênio neste período apresenta uma taxa exponencial de 2,89%.

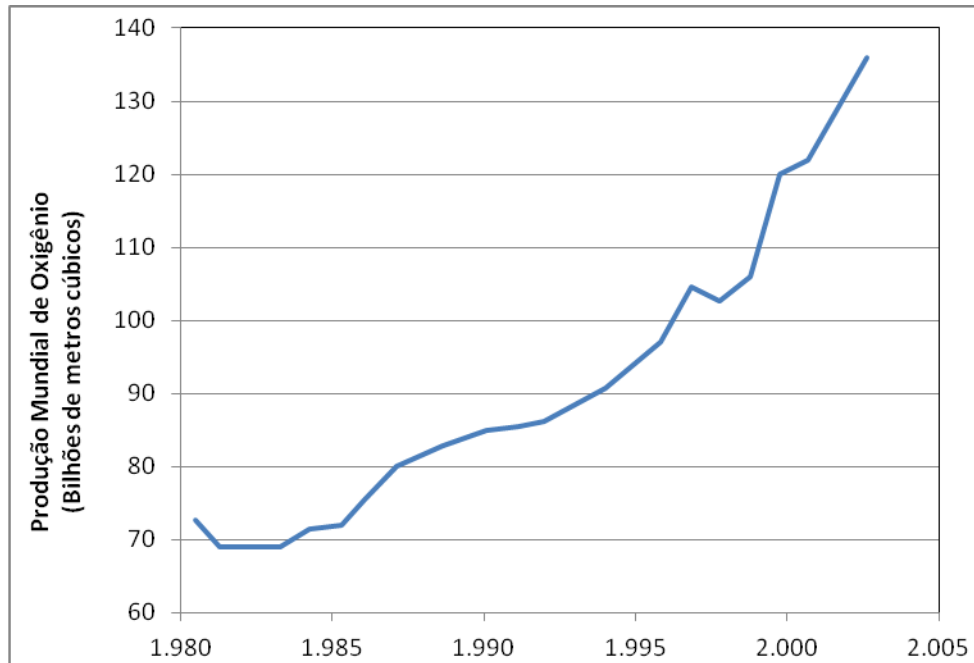


Figura 5-39 – Produção Mundial de Oxigênio

Fonte: Elaboração própria com dados de IEA GHG, 2006

O estudo da IEA GHG (2006) expressa a dificuldade de se obter dados em relação à produção de oxigênio, não só da capacidade mundial instalada, mas da própria produção e dos custos relacionados. As estimativas levantadas por este estudo foram comparadas com a produção mundial de aço no mesmo período. Como a maior parte do oxigênio produzido mundialmente é demandado para a produção de aço, a evolução temporal das duas curvas apresentavam comportamento muito similar.

Para estimar o perfil de aprendizagem do custo de operação da ASU, foi utilizado como parâmetro o consumo elétrico por produção, kWh/t de O₂. Foram encontradas duas referências para este parâmetro: IEA GHG (2006) e Darde et al (2009). Além da análise com os dados obtidos nestes trabalhos, também foi feita uma estimativa adicionando os valores da Tabela 5-13. Os resultados podem ser visualizados na Figura 5-40, a seguir.

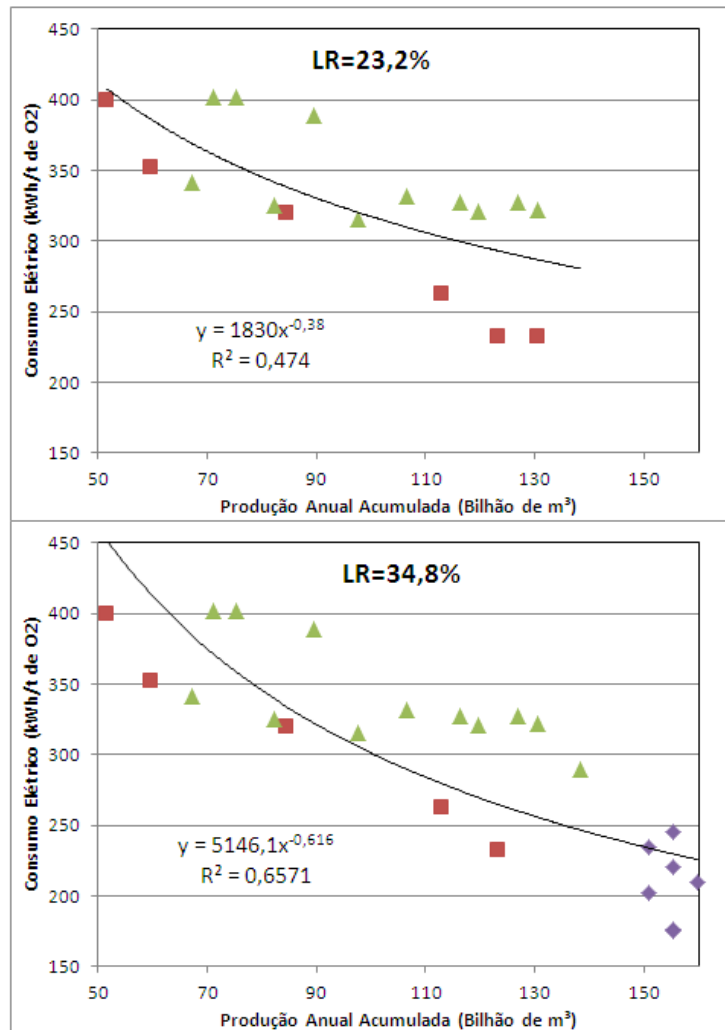


Figura 5-40 – Curva de Aprendizagem da ASU

Acima: sem dados atuais; Abaixo: com dados atuais.

Legenda: Vermelho: Darde et al, 2009; Verde: IEA GHG, 2006; Roxo: DOE, 2008; IECM; Air Liquide, 2009; Air Liquide, 2009; Linde, 2009

Como se pode observar, os dados mais recentes de consumo energético indicam o aumento da LR de 23,2% para 34,8%. O estudo da IEA GHG (2006) apresenta um valor de LR muito inferior aos encontrados neste trabalho. Segundo os autores, após manipulação dos dados para atender apenas unidades com capacidade acima de 1.000 tpd e pureza de 95% de oxigênio, o valor da LR seria de apenas 5%. Não foram detalhadas maiores informações sobre os dados e manipulações utilizadas para alcançar este número.

Outra análise possível de ser realizada é considerar a expectativa da Air Liquide na redução do consumo energético até 2020, conforme apresentado na Figura 5-35. Mantendo a taxa de crescimento exponencial da produção mundial de oxigênio de 2,89%, a LR obtida seria de cerca de 54%, um valor excessivamente alto para os padrões de tecnologias estudados. No entanto, ao considerar o crescimento relativo à projeção do número de projetos de demonstração e primeiros projetos comerciais de CCS elaborados pela IEA (2009), o valor da LR seria de 20%, mais próximo da estimativa feita neste trabalho.

Em relação ao investimento em uma ASU, os fornecedores conseguiram promover uma redução considerável desde a década de 80 através da redução de custo e do cronograma de construção. A solução encontrada foi a criação de módulos padronizados, o que reduziu o custo de montagem e construção, acelerou o projeto e ainda permitiu flexibilidade para construção de plantas customizadas (IEA GHG, 2006). Além disso, a modularização das unidades permitiu que equipamentos fossem pré-fabricados em determinadas regiões do mundo, com menor custo para a fabricação, e encaminhadas para o local do empreendimento.

O mesmo relatório da IEA GHG (2006) também promoveu a análise da curva de aprendizagem para o investimento em uma ASU. O estudo apresentou uma LR de cerca de 10%. Não foi possível confirmar os valores utilizados pelo estudo, nem mesmo encontrar dados históricos suficientes para realizar uma análise independente.

A seguir, na seção 5.5, serão apresentados o conjunto de modificações básicas e aquelas alternativas para tornar uma termoeletrica PC em uma PC *Ready* para oxi-combustão.

5.5. Plantas *Ready* e o Retrofitting da Oxi-Combustão

Assim como na seção 4.5, onde foram destacadas as modificações que seriam possíveis de serem implementadas em uma planta PC para torná-la *ready* à pós-combustão, esta seção discutirá as modificações possíveis de serem realizadas de

forma a tornar uma usina PC *Ready* à oxi-combustão. Novamente, as modificações serão divididas em essenciais e adicionais.

5.5.1.PC Ready: Modificações Essenciais

Esta seção tratará das modificações consideradas essenciais para tornar uma planta PC em uma planta *ready*. De forma geral, as características apresentadas envolvem investimentos adicionais de menor porte e/ou implicam em menos impacto da performance da planta original (IEA GHG, 2007).

a) Localização

A localização da planta pouco impacta na capacidade de *retrofit*, mas é determinante na viabilidade de *retrofit* do CCS como um todo. Considerando o armazenamento geológico, após o CO₂ ser capturado, ele deve ser comprimido e transportado até o local do sítio geológico adequado. A seleção do sítio deve fazer parte dos requisitos de uma planta *ready* e deve considerar a proximidade não só do sítio, mas também de outras instalações, existentes ou futuras, que possam compartilhar as linhas de transporte. Além de reduzir o custo da etapa de transporte, o risco de oposição pública à construção da nova usina é reduzido. Também devem ser consideradas na seleção da localização da planta questões de segurança e saúde pública.

b) Espaço necessário

Como já foi dito, o requisito primário para a construção de uma planta *ready* é a disponibilização de espaço necessário para a alocação dos equipamentos de captura. Além disso, também é necessário prever espaço adicional para expansão de outros sistemas da usina (por exemplo, água de resfriamento). As modificações do *retrofitting* que exigirão mais espaço incluem: ASU, compressão e secagem do CO₂ e modificações na caldeira (entrada do FGR). A seleção dos locais e a previsão de espaço deverão ser definidas através da análise de segurança e operação, como o HAZOP.

c) Caldeira e equipamentos auxiliares

A caldeira e seus equipamentos auxiliares não exigem mudanças significativas no projeto de uma planta *ready*. Por exemplo, os queimadores a ar podem ser ajustados para a queima com oxigênio durante o *retrofitting*. Com a definição adequada da vazão e método de injeção do FGR, o perfil de temperatura e de chama, assim como a emissividade, não são alterados significativamente de forma a exigir a modificação da superfície de troca de calor da caldeira (IEA GHG, 2007).

As principais modificações envolvem o gás exausto e a alimentação do FGR na caldeira. Desta forma, as plantas *ready* devem prever pelo menos as seguintes considerações: espaço suficiente para tubulações do FGR; espaço para tubulação de oxigênio; espaço e/ou *tie-in* no duto de exaustão para remoção do FGR; e espaço suficiente para condensador, reaquecedor e ventilador de reciclo.

Por razões de segurança, assim como ocorre em caldeiras convencionais, a operação de caldeira deverá ocorrer em pressão ligeiramente abaixo da pressão atmosférica, de forma a evitar vazamento dos gases quentes de combustão. Esta prática promove a infiltração de ar na caldeira ou em equipamentos a jusante (filtro, FGD) na faixa de 3 a 10%. Os efeitos da infiltração de ar já foram discutidos anteriormente. De forma a minimizar a infiltração em até 5%, uma planta *ready* deve procurar evitar a entrada de ar no sistema no projeto das tubulações, válvulas, portas de inspeção, etc (IEA GHG, 2007).

d) Controle de NO_x

Como já foi abordado, a oxi-combustão promove uma redução natural na formação de NO_x, de forma que, usualmente, nenhum equipamento adicional será necessário. O sistema de controle em pré-combustão, que geralmente é utilizado em uma PC padrão a ar, não afeta significativamente a operação da planta em oxi-combustão, portanto não é necessário sua remoção ou realizar quaisquer modificações durante o *retrofit*.

Caso seja necessário na planta inicial, o sistema em pós-combustão (SCR/SNCR) pode ser completamente removido ou, o mais adequado, pode-se utilizar um by-pass. Ao manter este sistema, a planta em oxi-combustão é mais versátil e possui um processo de remover NO_x, que ainda é formado mesmo que em menor quantidade.

Logo, não é necessária nenhuma modificação no sistema de controle de NO_x.

e) Controle de Particulados

As recomendações de *readiness* para o sistema de particulado dependem diretamente para o sistema considerado inicialmente pela planta base. Plantas com ESP/Filtro e FGD úmido não necessitam de nenhuma modificação adicional, conforme foi discutido anteriormente.

Já sistemas com ESP/Filtro e FGD seco dependem também do tipo de resfriamento que será utilizado no *retrofit*. Para resfriadores de contato direto (DCC ou *Direct Contact Cooler*), também não será necessária nenhuma modificação no projeto da planta inicial, visto que o contato do exausto com o fluido refrigerante (água) promoveria a remoção suficiente de particulados para a etapa de compressão. Ao considerar outros sistemas de resfriamento, deverá ser considerado no projeto espaço adicional e capacidade de expansão do sistema de remoção inicial. Por exemplo, através da utilização de um número maior de módulo de filtração.

Para casos com ESP, ao invés de considerar a expansão futura do sistema, uma alternativa é prever a instalação da injeção de SO₃ ou de umidificação do exausto na tubulação de entrada do equipamento (IEA GHG, 2007).

f) FGD

Dependendo do teor de enxofre no combustível, diversas opções são possíveis para lidar com o FGD inicial. Assim como foi discutido para o SCR/SNCR, o exausto que segue para o FGD também pode sofrer by-pass, conforme necessário. Para teores muito baixo de enxofre, poder-se-á considerar a remoção completa do equipamento, embora não seja o mais adequado. Neste caso, a configuração em by-pass é

possivelmente a melhor configuração, pois permite reduzir o nível de compostos de enxofre na corrente de FGR sem a necessidade de um novo equipamento.

Para casos em que o sistema inicial não considera um FGD, é possível utilizar um sistema de remoção de contaminantes durante a compressão, cuja capacidade de remoção de compostos de enxofre é praticamente 100% (IEA GHG, 2007).

g) Turbinas e Gerador

O *retrofitting* da oxi-combustão é uma boa oportunidade para atualizar o ciclo a vapor. Isso significa, por exemplo, passar de uma planta subcrítica para uma planta supercrítica.

As turbinas a vapor podem ser mantidas conforme a planta original, sem necessidade de modificações de *readiness*. No entanto, deve ser prevista a extração de vapor de baixa pressão para pré-aquecimento do oxigênio e reativação dos secadores da ASU.

A introdução da oxi-combustão afeta a dualidade carga térmica-geração de energia de duas formas possíveis: reduzindo a carga térmica e, conseqüentemente, a entrada de combustível em até 2%, de forma a manter a geração original; aumentando a geração, se a turbina permitir, entre 1,5% e 4,5% a partir da mesma carga térmica do caso a ar.

Calor de baixa qualidade da ASU e sistema de compressão pode ser reaproveitado pelo sistema de BFW (*Boiler Feed Water*), através do by-pass de aquecedores na interseção LP/HP, reduzindo a extração de vapor para os aquecedores.

h) Sistema de Água de Resfriamento

A carga de resfriamento é aumentada na planta com oxi-combustão, devido à ASU, resfriamento do exausto e seção de compressão do CO₂. Desta forma, espaço adicional e *tie-ins* podem ser considerados para a expansão futura do sistema. Maiores explicações sobre o balanço térmico e efeitos da integração energética da planta com oxi-combustão pode ser encontrado em IEA GHG (2007). Usinas com sistemas fechados deverão prever espaço para novas torres ou módulos de resfriamento, além

de *tie-ins* no sistema original. Já usinas com sistema aberto devem esperar um leve aumento na temperatura de retorno da água. Caso a regulação ambiental permitir, nada há de ser feito. Caso contrário, será necessário prever espaço para um sistema paralelo de resfriamento.

i) Sistema de Ar Comprimido

A adição da planta de captura necessitará de mais ar comprimido (tanto ar de serviço como ar de instrumento). Logo, deverão ser considerados: espaço adicional para sistemas de compressão (incluindo sistemas de secagem); superdimensionamento do header de ar comprimido; *tie-ins* no sistema de ar comprimido.

j) Sistemas de Tratamento de Água (Bruta/Desmineralizada/Efluentes)

Apesar do consumo de água desmineralizada não aumentar até que o *retrofit* ocorra, os sistemas de abastecimento de água e tratamento de efluentes deverão ser redimensionados. Além de espaço adicional para a expansão da capacidade, também será necessário prever a integração com a planta de captura, como por exemplo a geração adicional de condensado no resfriador de exausto.

k) Sistema elétrico

Novos equipamentos como a ASU, ventiladores e sistema de compressão, aumentarão a carga elétrica da planta. Portanto, com relação à parte elétrica, deverá ser considerado espaço adicional para novos transformadores, previsão de cabeamento para os transformadores e distribuição, além de espaço para extensões no centro de controle de motores (CCM).

l) Pipe Rack

O projeto adequado do *pipe rack* é demasiado importante para uma adaptação adequada da planta à captura. A instalação de novas tubulações se deve,

principalmente, às tubulações de alimentação de oxigênio proveniente da ASU, correntes de vapor de baixa pressão para a ASU, a corrente de FGR e as tubulações relacionadas à geração de condensado, tanto no resfriador de exausto como na seção de compressão.

Além de influenciar diretamente o layout da planta e uma potencial redução de custo para sua construção, o *pipe rack* deve ser devidamente dimensionado. Além de prever espaço para as novas tubulações, também deverá ser realizado o cálculo da carga adequada que o *pipe rack* deve arcar (isto é, relativo ao peso das tubulações, com seus fluidos de operação, após o *retrofitting*).

m) Controle e Instrumentação

Como é de se esperar, a entrada da planta de captura e sua integração com a planta termoelétrica exigem componentes adicionais de controles e sistemas de *loops* de controle para garantir uma operação segura e confiável da usina. Novos *inputs* e *outputs* (I/O) devem ser adicionados ao sistema de controle. Como consequência, serão necessários novos módulos de controle, sistemas de monitoramento, cabos e modificações no *software* de controle. Espaço para estes itens e a forma como estes serão integrados ao sistema de controle e ao espaço físico da planta devem ser previstos em uma planta *ready*.

n) Segurança

As exigências mínimas acerca dos requisitos de segurança que uma planta *ready* incluem: avaliação da regulação relevante à manipulação e estocagem de oxigênio; avaliação de questões de saúde e segurança relacionada à compressão e transporte de CO₂ a altas pressões; expansão do sistema de combate de incêndio, incluindo rede de água de incêndio e hidrantes na área da planta de captura.

o) Projeto, Planejamento e Autorizações

Recomenda-se que estudos deverão ser efetuados periodicamente (conforme recomendação dos órgãos reguladores), de forma a garantir que não existam razões técnicas capazes de impedir a instalação e operação da captura de carbono. Apesar de não ser considerada uma exigência essencial, pode ser vantajosa a obtenção de permissões e licenças prévias ao *retrofitting*.

5.5.2.PC Ready: Modificações Adicionais

Assim como foi feito na seção 4.5.2, esta seção compreende o conjunto de modificações que, embora não sejam necessárias para tornar uma planta *ready*, podem e devem ser analisadas pois permitem um *retrofitting* com menor custo e/ou tempo de parada.

Novamente, deve ser considerado que a simples modificação do ciclo subcrítico para um sistema supercrítico ou ultra-supercrítico já é, por si só, uma possível modificação adicional. Dito isto, pode-se analisar as modificações adicionais conforme o sistema a que pertencem.

a) Forno e equipamentos auxiliares

Como foi apresentado antes, existem modificações básicas a serem consideradas no sistema da caldeira para a oxi-combustão, mas estas se restringem principalmente à entrada de oxidante e na recirculação do exausto.

No entanto, existem pré-investimentos adicionais que podem ser feitos. Por exemplo, dependendo do projeto dos ventiladores da caldeira é possível reutilizar o sistema de ventilação forçada como um dos ventiladores de FGR (primário ou secundário) ou até mesmo o ventilador primário de ar como o ventilador primário de FGR (IEA GHG, 2007).

Deve-se mencionar que as condições de operação não serão as mesmas, e os equipamentos devem ser projetados para suportar uma vazão volumétrica maior e uma variação na temperatura de operação após o *retrofitting*.

Outra consideração de projeto que pode permitir uma melhor adaptação da variação das condições de operação é a utilização de motores com ajuste de velocidade (VSD). Desta forma, seria possível ajustar a operação para o aumento de vazão. Além disso o material de construção destes equipamentos deve prever a mudança das condições de operação.

b) Controle de NO_x

Todas as considerações já foram mencionadas anteriormente.

c) Controle de Particulado

Assim como foi considerado para a pós-combustão, um possível pré-investimento nos equipamentos de controle de particulado é a instalação de módulos vazios (*dummy*) no ESP ou no Filtro para instalação futura. As vantagens de pré-investir são: evitar investimento maior em um novo equipamento; evita o aumento de consumo de água (evita a humidificação) e evita ter que adicionar a injeção de SO₃.

d) FGD

Todas as considerações já foram mencionadas anteriormente.

e) Turbinas e Gerador

Como já foi mencionado, a planta pode operar com um leve aumento de geração no modo de oxi-combustão. Isso se deve à redução da extração de vapor para pré-aquecimento da água de caldeira, que é pré-aquecida pela integração energética com a ASU, gases de exaustão e a seção de compressão. Portanto, uma planta *ready* pode efetuar pré-investimentos para aproveitar esse ganho de geração no futuro. Ao dimensionar o sistema para conseguir operar de forma otimizada tanto antes como depois do *retrofitting*, a planta pode gerar até 4,5% mais energia com a captura que a planta com os requisitos *ready* mínimos (IEA GHG, 2007). Além de precisar de turbinas IP e LP de maior porte, também seria necessário investir no superdimensionamento do gerador, seus equipamentos auxiliares e na bomba de condensado.

f) Sistema de Água de Resfriamento

Os pré-investimentos adicionais desta seção dependem diretamente da escolha sobre os outros sistemas da planta. Por exemplo, a integração energética com outras pode causar um aumento de geração a partir da redução da extração de vapor, aumentando a vazão às turbinas IP e LP. O equipamento deve ser projetado para suportar este aumento de vazão. Como consequência, a vazão para o condensador também aumenta, resultando num aumento da demanda de água de resfriamento da planta. Já para plantas que consideram apenas as modificações essenciais, não será necessário nenhum pré-investimento adicional nesta seção.

g) Sistema de Ar Comprimido

O sistema de ar comprimido pode ser dimensionado com folga suficiente para cumprir com as exigências adicionais após o retrofitting. Isso requer um aumento da capacidade do compressor e folgas nas tubulações e sistemas de secagem do ar.

h) Sistemas de Tratamento de Água (Bruta/Desmineralizada/Efluentes)

Da mesma forma, os pré-investimentos adicionais em relação aos sistemas de água passíveis de serem realizados incluem a consideração da vazão adicional de água (bruta e efluentes) uma vez que a planta de captura esteja operando. Isto inclui o aumento da capacidade de bombas, de estocagem, folgas nas tubulações e equipamentos associados aos sistemas de tratamento. O sistema de água desmineralizada não requer nenhum pré-investimento.

i) Sistema elétrico

Pode ser considerado o projeto e construção de bandejas e estruturas de cabos, incluindo *pull pits* e bandejas adicionais, necessários para o cabeamento futuro. Além disso, os cabos de energização do MCC devem considerar o aumento do consumo de energia após o *retrofit* (IEA GHG, 2007).

j) Pipe Rack

Todas as considerações já foram mencionadas anteriormente.

k) Controle e Instrumentação

Com base na estimativa de I/O, pré-investimentos podem ser feitos ao projetar o sistema de controle e na rede da planta, de forma a admitir a entrada futura dos I/O e de sinais. Deve-se ter em mente que sistemas SDCC são licenciados para um número específico de I/O, de forma que a expansão futura pode ser complicada. O pré-investimento mencionado reduziria o risco e facilitaria a integração dos sistemas de controle da planta de captura no sistema de controle principal.

l) Segurança

Todas as considerações já foram mencionadas anteriormente.

6. Captura em Pré-Combustão para Plantas IGCC

6.1. Estado da Arte da Pré-Combustão

Nesta seção será apresentada a tecnologia de captura de CO₂, a partir da rota de pré-combustão, em plantas IGCC (*Integrated Gasification Combined Cycle*), que é um processo completamente diferente da tecnologia de geração que foi avaliada até o momento, as termoeletricas a carvão pulverizado (PC).

Neste processo, o carvão é convertido em um gás de alto poder calorífico, o gás de síntese, ao reagir com um oxidante (oxigênio, ar ou vapor). O gás é queimado em uma turbina a gás com ar e o exausto, que ainda possui um calor de alta qualidade, passa por um recuperador de calor, o HRSG (*Heat Recovery Steam Generator*). O calor do exausto é recuperado ao gerar vapor, que é então encaminhado para uma seção de turbinas a vapor.

Como se pode perceber, o conceito do processo IGCC é muito diferente das plantas PC e o mesmo pode ser dito das etapas de purificação. Diferentemente de plantas termelétricas convencionais, em plantas IGCC, a remoção de todos os contaminantes ocorre antes da combustão, sendo mais econômico remover os contaminantes do gás de síntese do que do gás de exaustão (Hoffmann, 2010).

Inicialmente, ao deixar o gasificador, o gás de síntese se encontra em temperatura alta e deve ser resfriado. Como será discutido mais adiante, existem diversas formas de promover o resfriamento, assim como a integração energética desta etapa com o restante da usina. Em seguida, devem-se remover os particulados que eventualmente são arrastados do gasificador, de forma a proteger as etapas a jusante, especialmente a turbina a gás.

Em seguida é necessário remover os compostos de enxofre do gás de síntese, de forma a minimizar as emissões de SO_x. Em aplicações tradicionais, isto é sem captura, esta etapa é dividida em duas etapas: conversão de COS em H₂S; remoção do H₂S. Entre as duas etapas se torna necessário efetuar um resfriamento adicional. Estas etapas serão discutidas em maiores detalhes mais a frente. Uma vez removido os

compostos de enxofre, o gás de síntese pode ser encaminhado para a câmara de combustão da turbina a gás.

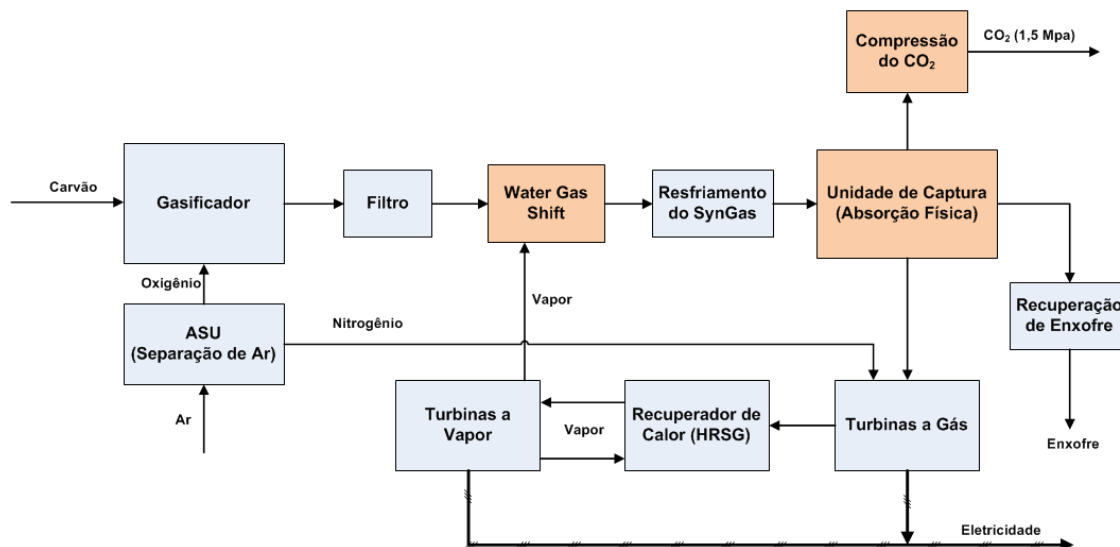


Figura 6-41 - Diagrama da Pré-Combustão

Em laranja são as unidades adicionais ou que devem sofrer modificação para a captura.

A Figura 6-41 apresenta as etapas que devem ser adicionadas e/ou modificadas para inserir a captura em uma planta IGCC. Pode-se perceber inicialmente a entrada da unidade de captura e de compressão do CO₂. Além destas etapas, a etapa de conversão do COS em H₂S pode ser removida e substituída por uma configuração de reatores de Shift, cujo propósito será explicado mais adiante.

Antes de avançar na descrição do processo de captura, é necessário compreender primeiramente o que consiste uma planta IGCC. Ainda mais, é interessante definir previamente o que é gasificação.

6.1.1. A Gasificação

Em seu sentido mais amplo, o termo gasificação envolve a conversão de qualquer combustível carbonáceo em um produto gasoso com valor agregado e com potencial de utilização como fonte de energia ou matéria-prima (Collot, 2006). Os processos de pirólise, oxidação parcial e hidrogenação estão incluídos nesta definição. A combustão, no entanto, não está incluída, visto que seus gases de exaustão não

possuem capacidades caloríficas residuais. Inicialmente, as tecnologias desenvolvidas dependiam fortemente da pirólise (aplicação de calor na ausência de oxigênio), mas sua importância foi reduzida nos processos atuais de produção de gases (Higman et al, 2008).

A tecnologia dominante é a oxidação parcial, que promove a formação do gás de síntese (ou "syngas"), que consiste em uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono em razões variáveis, cujo agente oxidante pode ser oxigênio, ar ou vapor. A Figura 6-42 representa a variação na composição do gás produzido, em função da razão Oxigênio-Carvão, para o carvão Illinois #6. Pode-se perceber que a razão estequiométrica para a combustão é quase quatro vezes maior que a menor razão estequiométrica para a gasificação (DOE/NETL, 2006). Em toda faixa intermediária, pode ser identificado um gás de síntese com variação na razão H_2/CO . A oxidação parcial pode ser utilizada em cargas sólidas (exemplo: carvão e coque), líquidas (exemplo: óleos residuais) e até mesmo gasosas (exemplo: gás natural), apesar da tautologia no termo "gas gasification".

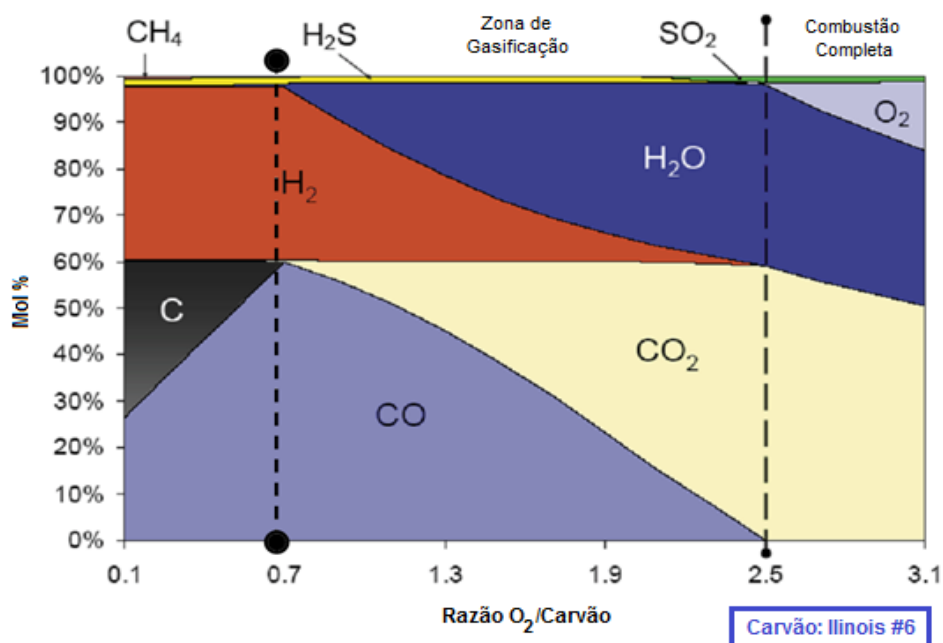


Figura 6-42 - Composição dos produtos da reação entre oxigênio e carvão Illinois #6 em função da razão O_2 /Carvão.

Fonte: Adaptado de DOE/NETL, 2006.

O gás gerado pode ser utilizado como combustível para a geração de calor e energia elétrica, ou servir como insumo para fabricação de produtos químicos e/ou hidrogênio. Existem várias tecnologias de gasificação, que se diferenciam pela eficiência de conversão do combustível em gás de síntese, pela aptidão para diferentes insumos e pelas características do gás de síntese gerado (Hoffmann, 2010).

Conforme indicado na Figura 6-42, os produtos da reação mudam significativamente na combustão e na gasificação. As principais mudanças estão listadas na Tabela 6-15. Pode-se verificar que o composto final em que os principais componentes dos combustíveis se encontram varia consideravelmente. Visto que a gasificação ocorre em uma mistura rica em combustível, não há átomos de oxigênio suficientes para combustão total da carga. Desta forma, o carbono reage a CO ao invés de produzir CO₂, e o hidrogênio é liberado como gás, não sob a forma de água (DOE/NETL, 2006). Ambos, o monóxido de carbono e o hidrogênio são combustíveis e podem ser encaminhados para uma turbina de combustão.

Tabela 6-15 - Comparação entre os produtos de reação dos principais constituintes do combustível

Componente	Combustão	Gasificação
Carbono	CO ₂	CO
Hidrogênio	H ₂ O	H ₂
Nitrogênio	NO, NO ₂	HCN, NH ₃ , N ₂
Enxofre	SO ₂ , SO ₃	H ₂ S, COS

Fonte: DOE/NETL, 2006

A forma em que os átomos de nitrogênio e enxofre do combustível se encontram ao final do processo de gasificação promove vantagens no desempenho ambiental, quando comparados à combustão. O nitrogênio, que é predominantemente convertido a NO_x na combustão, é convertido à N₂, NH₃ ou HCN na gasificação. A amônia e o cianeto podem ser removidos até baixas concentrações, resultando em um gás de síntese com baixo teor de nitrogênio, o que reduz significativamente as emissões de NO_x em sua queima.

Já o enxofre, que no processo de combustão produziria SO_x, é convertido em H₂S e COS. Analogamente, o sulfeto de hidrogênio e o sulfeto de carbonila podem ser

removidos do gás de síntese, utilizando tecnologias desenvolvidas para a indústria do gás natural. É possível atingir concentrações de até 20 ppm, o que representaria uma remoção de 99% dos compostos sulfurados, o que reduz a capacidade de geração de SO_x (DOE/NETL, 2006).

Outra importante diferenciação entre combustão e gasificação é a quantidade de calor liberada pelas reações químicas. Enquanto que na combustão praticamente toda a energia estocada nas ligações químicas do combustível é liberada na forma de calor, na gasificação a maior parte desta energia não o é, permanecendo estocada nos produtos da reação. A proporção entre a energia, ou poder calorífico, remanescente no gás de síntese e o poder calorífico do combustível gasificado é denominada "*cold gas efficiency*", e representa a eficiência de gasificação (Higman et al, 2008; Hoffmann, 2010).

Como a quantidade de calor liberada na gasificação é menor, é importante limitar a quantidade de calor que é removida da região física onde as reações ocorrem. Caso contrário, a temperatura na zona de gasificação poderá reduzir-se a um nível que comprometa o andamento das reações (DOE/NETL, 2006). Desta forma, a maioria dos gasificadores opera a altas pressões (configurações mais compactas, com menor área superficial) e possuem revestimentos de refratário, de forma a minimizar as trocas térmicas e perda de calor.

As principais reações envolvidas no processo de gasificação de materiais sólidos carbonáceos, seja sob a forma de carvão ou coque, estão listadas na Tabela 6-16.

O carvão é gasificado pelas reações R1, R2, R3, R4 e R5. A maior parte dos processos de gasificação tem como base o balanço entre as reações de oxidação parcial (R2) e a reação Water-Gas (R4) (Higman et al, 2008). A reação de Boudouard é relevante na produção de CO puro, e a reação de hidrogasificação é a base dos processos de hidrogenação, mencionados anteriormente.

As reações R4, R5, R6 e R7 são reversíveis e simultaneas, com diferentes graus de avanço. Para uma dada temperatura e pressão, as reações ocorrem proporcionalmente à quantidade de reagente disponível para promover a reação em determinado sentido.

Tabela 6-16 - Principais reações no processo de gasificação

Indicação	Nome e Descrição	Reação	$\Delta_r H$ (kJ/mol)
R1	Combustão Total	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-405,9
R2	Combustão Parcial	$C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$	-123,0
R3	Reação de Boudouard	$C + CO_2 \leftrightarrow 2 \cdot CO$	159,7
R4	Water-Gas	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	118,9
R5	Hidrogasificação	$C + H_2 \leftrightarrow CH_4$	-87,4
R6	Water-Gas Shift	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-40,9
R7	Metanação	$CO + 3 \cdot H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	-206,3

Fonte: Adaptado de Higman et al, 2008

Outros fatores importantes são os efeitos da temperatura e pressão no rendimento e na distribuição de produtos durante a gasificação. A temperatura possui um papel importantíssimo nas condições de equilíbrio das reações, pois afeta não só o equilíbrio termodinâmico, mas também fortemente a cinética das reações.

Reações endotérmicas, como as reações R3 e R4, são favorecidas a temperaturas elevadas. O oposto ocorre para reações exotérmicas, como as reações R1 e R2, por exemplo, em que temperaturas mais baixas favorecem o rendimento da reação.

No entanto, segundo a equação de Arrhenius, o aumento de temperatura favorece a cinética das reações. A dualidade entre tendência termodinâmica e favorecimento da cinética da reação é intrínseca, ao se definir as condições de uma reação exotérmica, no caso da reação de *Water-Gas Shift*. Desta forma, se mostra evidente que a determinação da temperatura ideal de reação é um importante fator no projeto de qualquer reator.

Outro fator importante no caso de plantas de gasificação, é que quanto mais alta a temperatura na saída do gasificador, mais energia química foi convertida em calor sensível, o que resulta em uma "*cold gas efficiency*" menor. Para reduzir essas perdas, as plantas de gasificação usualmente procuram realizar a recuperação do calor

em trocadores de calor, por exemplo, para a produção de vapor de forma a alimentar o gasificador ou uma turbina (Hoffmann, 2010).

Existem outros fatores para a determinação da temperatura do gasificador, como a condição em que as cinzas são removidas (formação ou não de *slag*), que serão abordadas mais adiante.

Existem vantagens consideráveis em se promover a gasificação sob pressão, de forma que os processos modernos operam em pressões variando de 1 MPa até 10 MPa (Higman et al, 2008). Os principais motivos são: redução no tamanho dos equipamentos, promovendo menores custos de materiais, menor espaço ocupado e menor troca térmica com o ambiente, além de menores custos na compressão (permitindo perda de carga no sistema, ao invés de comprimir o gás de síntese após o gasificador).

Um aumento da pressão no reator faz com que o equilíbrio das reações se desloque a favor do lado de menor volume de gás, ou do menor número de moléculas na fase gasosa. Um aumento da pressão também leva a um aumento das pressões parciais de O_2 e H_2O que, por sua vez, aumenta a taxa de conversão.

Ademais, a morfologia e reatividade do coque alteram com a pressão. Coque produzido em pressões altas possui um alto grau de macroporos, micropartículas (redução do tamanho do grão do combustível) e alta microporosidade (aumento da superfície específica). Esses efeitos aumentam a superfície total, levando a efeito positivo sobre a reatividade e, conseqüentemente, sobre a cinética. (Hoffmann, 2010).

6.1.2. Gasificadores

As diversas tecnologias de gasificação existentes podem ser divididas em três categorias principais, baseadas na configuração do fluxo material e geometria. A Figura 6-43 indica a representação da direção dos fluxos para cada categoria.

- Leito Fixo/Leito Móvel: é caracterizado pelo fluxo lento e descendente do combustível, pela ação da gravidade, enquanto o oxidante flui, normalmente, de baixo para cima pelo leito. Existem sistemas co-corrente e

contracorrente, sendo o último ser mais comum. Neste processo, o consumo de oxigênio é menor. No entanto, produtos de pirólise podem estar presentes no gás de síntese. Apesar de temperaturas altas poderem ser atingidas no seio do leito, a temperatura de saída dos gases é relativamente baixa. Uma quantidade excessiva de finos pode bloquear o fluxo dos gases (Higman et al, 2008);

- Leito Fluidizado: onde o leito é suspenso pelo fluxo do oxidante. O combustível deve ser alimentado de forma particulada, e o controle do tamanho é crucial. Oferece uma boa mistura entre a carga e o oxidante, que promove uma melhor transferência de massa e calor, além de garantir uma distribuição mais homogênea pelo leito. A operação do leito fluidizado normalmente é limitada pela temperatura de fusão das cinzas, para não perturbar a fluidização.
- Leito de Arraste: nesta configuração o combustível é introduzido no reator de forma pulverizada e arrastado em fluxo co-corrente pelo oxidante. O tempo de retenção neste reator é muito curto, o que exige uma maior temperatura no reator, de forma a garantir uma boa conversão. O aumento da temperatura de operação promove a fusão das cinzas, tornando-o um gasificador do tipo “slagging”, além de aumentar a quantidade de oxigênio necessária. Apesar de não possuir uma limitação técnica pelo tipo de carvão, um carvão com alto teor de cinzas ou umidade contribui ainda mais para um maior consumo de oxigênio (Higman et al, 2008).

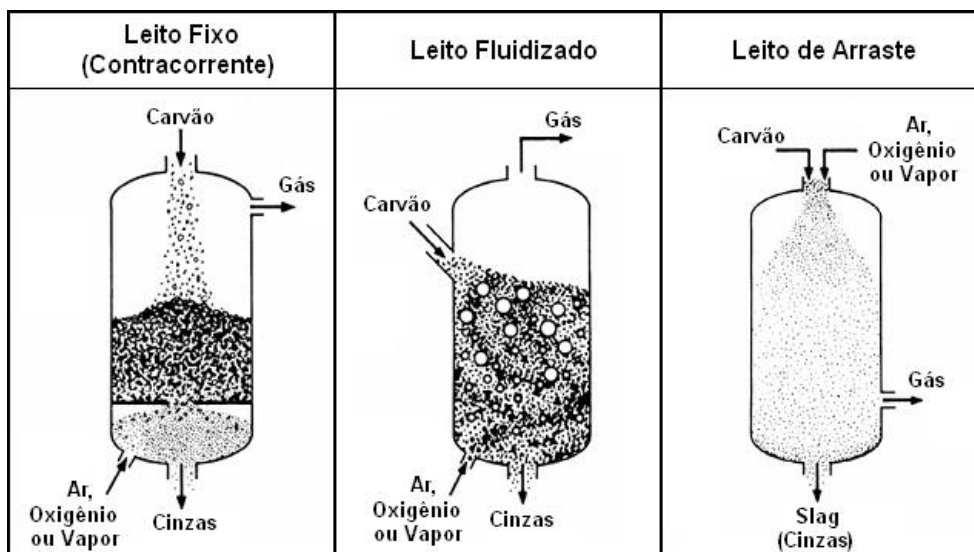


Figura 6-43 - Diagrama dos principais tipos de gasificador: Leito Fixo, Leito Fluidizado e Leito de Arraste.

Fonte: Adaptado de DOE/NETL, 2006

Em gasificadores de leito de arraste, as partículas de carvão reagem a altas velocidades com vapor, oxigênio ou ar, em um modo de suspensão conhecido como arraste. Tempos de residência curtos garantem uma capacidade de processamento alta, embora necessite que o carvão seja pulverizado (menores que 100 μm). O controle da razão combustível/oxidante é de grande importância e precisa ser mantida dentro de limites estreitos para manter uma chama estável perto da ponta do injetor. Como a carga que se encontra efetivamente no reator é muito pequena e atravessa o reator à velocidade elevada, o processo reage com alta sensibilidade a alterações em relação à alimentação de combustível e oxidante. Dos três tipos de gasificação, essa tecnologia apresenta as exigências mais altas com respeito à homogeneidade do combustível. Porém, é a tecnologia que consegue converter a mais ampla faixa de combustíveis em um gás de alta qualidade (Hoffmann, 2010).

Isto se deve às suas condições de operação: temperaturas entre 1200 e 1600°C e pressões entre 2 e 8 MPa permitem altas taxas de conversão para todos os combustíveis, independentemente das características de combustão. Temperatura e a pressão se estabelecem uniformemente no gasificador (veja Figura 6-44). Para poder lidar com essas condições extremas, um gasificador de leito de arraste geralmente

possui maior complexidade, o que implicaria em um custo mais alto, apesar da maior capacidade do reator (Hoffmann, 2010).

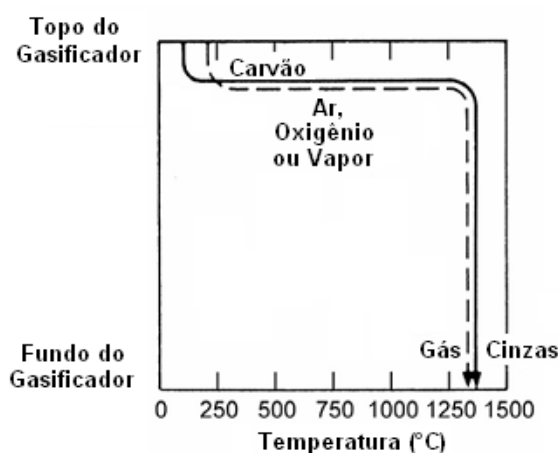


Figura 6-44 - Perfil de temperatura de um gasificador em leito de arraste.

Fonte: Adaptado de DOE/NETL, 2006

Os projetos de gasificadores de leito de arraste se diferenciam no sistema de alimentação da carga (seca ou *slurry*), estrutura de suporte as altas temperaturas do vaso (parede com membrana ou refratário) e à forma como o calor é removido do gás de síntese gerado.

Para a introdução de material pulverizado, existem dois tipos de alimentação, chamados *dry-fed* e *slurry-fed*. O *dry-fed* exige do material uma boa moabilidade e é realizado através de um sistema de vasos de pressão e transporte pneumático do material pulverizado. O *slurry-fed* exige a formação de uma lama (*slurry*) para introduzir o material no reator através de um sistema de bombeamento. A alimentação de líquidos e lamas no reator sob condição de pressão têm sua vantagem na simplicidade das instalações e no fato de não precisar de gás auxiliar (N_2 , CO_2), como é necessitado na alimentação por sistemas pneumáticos. Por outro lado, o uso da lama reduz a eficiência de conversão, devido à quantidade de água adicional que precisa ser evaporada no processo.

Todos os gasificadores de leito de arraste são do tipo *slagging*, o que indica que sua temperatura de operação é acima da temperatura de fusão das cinzas, que são removidas no fundo do reator no estado líquido. Se projetado e operado

corretamente, esta característica garante uma conversão de carbono em torno de 99%, além de gerar um gás de síntese com uma qualidade superior, devido ao baixo teor de metano. No entanto, isso exige mais oxigênio, além de promover uma diminuição da *cold gas efficiency*, devido à maior transformação de energia em calor sensível, cuja transformação em energia elétrica é menos eficiente do que a transformação da energia química do gás de síntese. Enquanto gasificadores de leito fixo e fluidizado operam com uma taxa oxigênio/carvão abaixo de 0,7 kg/kg, gasificadores de leito de arraste necessitam taxas acima de 0,9 kg/kg (Hoffmann, 2010).

O gás de síntese precisa ser resfriado para remover contaminações, e foram estabelecidas várias configurações para fazê-lo, cuja diferença principal se encontra na questão se o calor sensível do gás de síntese é recuperado ou não. Na saída do gasificador, a temperatura do gás de síntese está acima da temperatura de fusão das cinzas, o que faz com que as cinzas tendam a se depositar em superfícies e causar corrosão e entupimentos em instalações de resfriamento. Para evitar esses problemas, o gás de síntese precisa, primeiro, ser resfriado em unidades especiais que são menos propensas a sofrer incrustação ou entupir que trocadores de calor convencionais convectivos. Unidades que permitam a recuperação de calor são, por exemplo, unidades de *quench* com uma parcela do gás de síntese já resfriado ou resfriadores de radiação (*radiant syngas cooler*). Essas unidades reduzem a temperatura do gás de síntese a temperaturas abaixo de 900°C, para que o gás possa, em seguida, ser encaminhado para trocadores de calor convencionais. O calor recuperado é usado geralmente para a geração de vapor de alta pressão que é utilizado no ciclo a vapor da planta IGCC (Hoffmann, 2010).

Outro método de resfriamento é o *quench* com água. O *quench* com água resfria o gás de síntese imediatamente abaixo de 260 °C (Higmann et al, 2006). A essa temperatura, o gás pode ser diretamente encaminhado para as instalações de purificação. Esse *design* é simples e possui um custo de capital menor comparado ao das outras tecnologias de resfriamento, pois os trocadores de calor levam a um custo de investimento maior (Higmann et al, 2006). Porém, no resfriamento de *quench* com água, diferentemente do resfriamento com trocadores de calor, o calor sensível não é

recuperado. Numa planta IGCC, o resfriamento do gás com trocadores de calor leva, então, a uma eficiência total maior do que aquela observada na aplicação do *quench* com água. Contudo, em plantas com CCS, o *quench* com água traz vantagens técnicas que serão tratadas em seções adiante (Hoffmann, 2010).

Todos os gasificadores de leito de arraste são do tipo *slagging* e cada tecnologia possui diferentes exigências no que diz respeito às propriedades do carvão a ser utilizado. Neste tipo de gasificador, o carvão é pulverizado para garantir uma alta conversão de carbono. A vantagem de utilizar o combustível em forma pulverizada é o aumento da superfície específica do combustível, que permite uma reação mais rápida e completa. Reatores que trabalham com material pulverizado conseguem, assim, uma capacidade de carga maior com instalações menores.

Gasificadores de leito de arraste são recomendados para carvões com baixos teores de cinzas. Primeiro, porque um teor elevado de cinza provocaria uma diminuição na eficiência de gasificação, devido ao aumento de consumo de oxidante para a fusão das cinzas excessivas e pelo aumento das perdas termodinâmicas de calor pela escória que deixa o reator. Além disso, porque a produção e quantidade de *slag* a ser descartada aumentam também. Por último, o aumento da quantidade de *slag* também pode causar entupimentos no sistema de remoção da escória, o que provocaria problemas operacionais e um aumento nas paradas de manutenção.

Essencialmente, a temperatura de fusão das cinzas deve ser inferior à temperatura de operação (1.400 a 1.600 °C). Já a temperatura de viscosidade crítica é a menor temperatura que o gasificador deve operar de forma segura, para aquelas escórias que apresentam comportamento cristalino. Para estender as opções de matérias-primas, a solução mais simples é ou promover uma mistura de materiais de baixo ponto de fusão, ou adicionar aditivos Flux.

O teor máximo de cinzas é normalmente definido pelo tipo de gasificador, e pode depender de fatores econômicos ou técnicos. Como algumas tecnologias utilizam revestimentos de material refratário no interior da câmara de gasificação, estas estão sujeitas ao ataque químico pelos compostos presentes nas cinzas (ex: SiO₂, CaO e óxidos de ferro), que penetram no refratário, podendo formar rachaduras e perda de material. As altas temperaturas e pressões dos gasificadores de leito de arraste

aceleram a deterioração do revestimento. A vida útil do revestimento comercial é estimada em não mais que dois anos (Collot, 2006).

Outras tecnologias possuem uma exigência mínima de teor de cinzas, pois estas são utilizadas para a formação de um auto-revestimento, que permite a minimização da perda de calor pelas paredes. Os gasificadores Noell (Siemens), Eagle (Hitachi) e Shell utilizam este sistema. A Shell utiliza o ponto de fusão das cinzas como uma indicação preliminar para verificar a necessidade de adição de um agente Flux, sendo a temperatura de 1400 °C considerada um valor referencial.

Como é comum aos processos de gasificação, o enxofre do carvão é convertido, principalmente, em H_2S que é altamente corrosivo e deve ser removido em uma unidade posterior de remoção e recuperação de enxofre. Segundo Collot (Collot, 2006), a Shell e a Texaco identificam o teor de enxofre como uma das propriedades mais importantes no projeto de um gasificador.

Os gasificadores de leito de arraste são a tecnologia mais utilizada no mundo para gasificação, e podem ser identificadas sete tecnologias disponíveis comercialmente para aplicações industriais (Collot, 2006), que podem ser observadas na Tabela 6-17. É possível separar inicialmente os licenciadores em duas categorias, de acordo com as duas configurações possíveis de alimentação no reator: *dry-fed* e *slurry-fed*.

Tabela 6-17 - Principais gasificadores de Leito de Arraste e suas características

Processo	Licenciador Atual	Número de Estágios	Alimentação da Carga	Fluxo de Gás	Parede do Reator	Resfriamento do SynGas	Oxidante
Shell	Shell	1	Seca	Ascendente	Membrana	Quench a Gás e Syngas Cooler	Oxigênio
Prenflo	Uhde	1	Seca	Ascendente	Membrana	Quench a Gás e Syngas Cooler	Oxigênio
MHI	Mitsubishi	2	Seca	Ascendente	Membrana	Gasificação em dois estágios	Ar
Eagle	Hitachi	2	Seca	Ascendente	Membrana	Gasificação em dois estágios	Oxigênio
GE*	GE Energy	1	Úmida	Descendente	Refratário	Quench a Água ou Syngas Cooler	Oxigênio
E-Gas	ConocoPhillips	2	Úmida	Ascendente	Refratário	Gasificação em dois estágios	Oxigênio
Noell	Siemens	1	Seca/Úmida	Descendente	Membrana	Quench a Água ou Syngas Cooler	Oxigênio

**Antigo Texaco.*

Fonte: Adaptado de Higman et al, 2008.

Para maiores informações em relação à descrição e aplicações dos gasificadores, assim como as opções de licenciadores comerciais, verificar Collot (2006), Higman et al (2008), Hoffmann (2010). Por exemplo, Hoffmann (2010) promoveu uma análise do estado da arte dos gasificadores, apresentando também as características dos insumos e a participação de mercado de cada licenciador. Foi identificado neste estudo um forte destaque dos gasificadores da GE (ex-Texaco) e da Shell, portanto eles serão considerados neste estudo.

a) Gasificador GE

A GE Energy comprou em 2004 o processo de gasificação desenvolvido pela ChevronTexaco no fim da década de 1940. Desde a aquisição, a GE têm investido na redução de custos, principalmente visando a geração elétrica, sendo a principal tecnologia utilizada em IGCC (DOE/NETL, 2006).

O carvão ou coque é cominuído até formar partículas de cerca de 100 μm que são utilizadas para a formação do *slurry*, que por sua vez é bombeado para o topo do reator onde é alimentado em conjunto com o oxidante. O gasificador possui um revestimento de material refratário na câmara principal, e o fluxo é descendente. A pressão do reator pode variar de 3,0 a 8,0 MPa, dependendo da aplicação da planta (Higman et al, 2008). Como é um reator do tipo *slagging*, a temperatura se encontra acima da temperatura de fusão das cinzas, tipicamente em torno de 1425 °C.

O destaque do processo da GE está na flexibilidade dos sistemas de resfriamento do gás de síntese. Atualmente, existem três sistemas: *quench*, *radiant* e *radiant-quench*. A seleção entre os sistemas deve se basear na análise econômica de cada aplicação específica. Para a definição de uma planta IGCC de referência, a GE escolheu o sistema misto, *radiant-quench* (Higman et al, 2008). A Figura 6-45 apresenta o desenho dos gasificadores nos modelos *Quench* e *Radiant*.

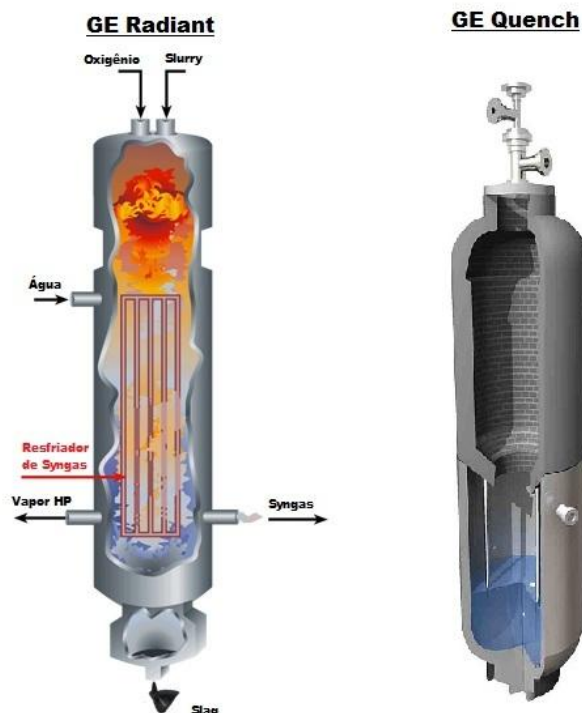


Figura 6-45 - Diagrama do Gasificador GE (Radiant e Quench)

Fonte: Adaptado de DOE/NETL, 2010 e Stromauskunft, 2010

O modelo *Quench* se baseia no resfriamento total do gás de síntese por contato com água, em uma câmara de *quench* abaixo da câmara principal. O gás é resfriado e saturado com água, entre 200 e 300 °C. A presença da água pode ser desejável para determinadas aplicações, como geração de hidrogênio e captura de CO₂, que envolvem uma etapa de *Shift*, que será detalhada ainda neste capítulo. As cinzas se solidificam e são removidas por um sistema de *lock-hopper*.

A configuração *Radiant* se baseia no aproveitamento térmico do gás de síntese, de forma a aumentar a eficiência da planta. A preparação e alimentação da carga ocorrem como no modelo *Quench*, no entanto o gás de síntese é resfriado em um trocador interno ao vaso até cerca de 760 °C. A cinza fundida é resfriada e solidificada em um banho com água, ao fundo do trocador. Neste sistema, o gás de síntese ainda é resfriado até cerca de 425 °C em um trocador *fire-tube* horizontal, onde os gases trocam calor ao passar por uma série de tubos. Ambos trocadores são utilizados de forma a aproveitar a troca térmica para a geração de vapor de alta pressão, que é

encaminhado ao *Heat Recovery Steam Generator* (HRSG) e, em seguida, para a turbina a vapor (Higman et al, 2008).

O modelo misto, *Radiant-Quench*, combina as características de ambos os modelos simplificados. Sua configuração é muito parecida inicialmente com o modelo Radiant, onde o gás de síntese é resfriado até cerca de 600 °C em um trocador por radiação, interno ao reator. No entanto, o restante do resfriamento necessário é feito em uma câmara de *quench*, resfriando e saturando o gás de síntese entre 200 e 300 °C. A alimentação da carga e remoção do *slag* é feita como nos modelos descritos anteriormente. Este modelo é capaz de produzir cerca de 2,3 kg de vapor saturado a 13,8 MPa por kg de carvão processado (DOE/NETL, 2007).

A Figura 6-46 possui um diagrama de blocos simplificado de cada um dos modelos comentados, em que é possível identificar a temperatura do gás de síntese a cada etapa.

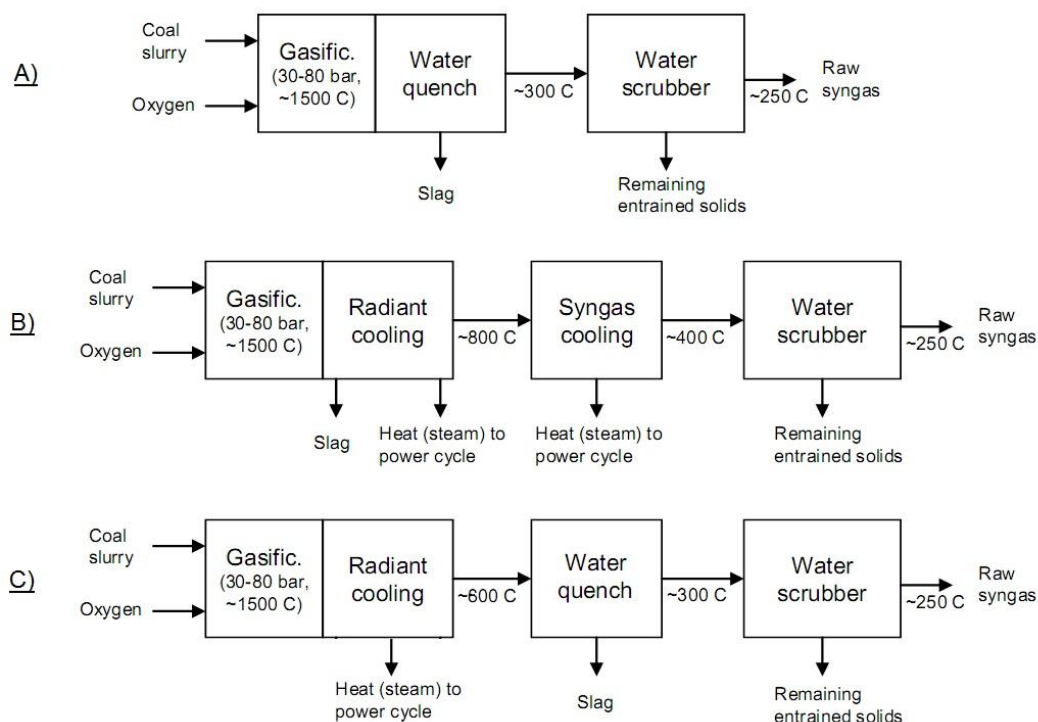


Figura 6-46 - Diagrama dos sistemas de resfriamento da GE

a) Quench, b) Radiant, c) Radiant-Quench.

Fonte: Adaptado de Maurstad, 2005 e DOE/NETL, 2007



Figura 6-47 - Gasificador da Texaco em uma usina em Tampa. À esquerda pode ser visto o Syngas Cooler, e no primeiro plano a ASU.

Fonte: DOE/NETL, 2010

Como pode se observar na Tabela 6-18, a composição do gás de síntese (*raw syngas*, como encontrado na Figura 6-46) depende diretamente do sistema de resfriamento escolhido. Nos modelos com resfriamento por contato, total ou não, o teor de água é maior, o que é vantajoso quando a etapa seguinte ao processo são os reatores de *Shift*, como ocorre no caso de uma planta com captura.

A a reação de Shift tem a função de transformar o monóxido em dióxido de carbono, aumentando a produção de hidrogênio pelo consumo de água. O excesso de água favorece a reação, sendo a razão H_2O/CO ideal um valor entre 2 e 5, dependendo do catalisador e configuração dos reatores, assim como o propósito da planta.

Logo, pode-se perceber que os modelos *Quench* e *Radiant-Quench*, por gerarem um gás com maiores teores de água, são favoráveis aos processos de captura.

No modelo *Radiant*, caso se deseje aumentar o teor de água para uma etapa de Shift, seria necessário desviar vapor da HRSG para suprir esta necessidade, o que reduz a potência gerada na turbina e reduz a eficiência da planta.

Tabela 6-18 - Variação da composição do gás de síntese nos modelos GE

Modelo	Quench ¹	Radiant ²	Misto ²
Razão H ₂ O/CO	3,91	0,42	1,26
Componente	Fração Molar (após Scrubber)		
CO	15,60%	34,42%	26,66%
H ₂	15,10%	33,49%	25,94%
CO ₂	7,30%	15,11%	11,66%
H ₂ O	61,00%	14,29%	33,65%
Argônio	0,80%	0,79%	0,62%
N ₂		0,89%	0,69%
H ₂ S	0,12%	0,73%	0,56%
COS		0,02%	0,01%
CH ₄	0,08%	0,10%	0,08%
Outros		0,16%	0,13%

Fonte: Adaptado de Maurstad, 2005 (1) e DOE/NETL, 2007 (2)

O modelo de *quench* total da GE, pelo seu projeto simples, é definitivamente o modelo mais barato de gasificador no mercado. No entanto, este modelo necessita intensamente de manutenção, principalmente referente ao isolamento refratário. De forma a garantir uma disponibilidade acima de 97%, também se torna necessário considerar um gasificador reserva, o que reduz significativamente a vantagem do baixo custo (Higman et al, 2008).

b) Gasificador Shell

A Shell desenvolveu dois processos de gasificação. Enquanto que o primeiro, chamado de SGP (*Shell Gasification Process*), foi desenvolvido na década de 1950 para a gasificação de cargas líquidas e gasosas, o segundo, chamado de SCGP (*Shell Coal Gasification Process*), foi desenvolvido em conjunto com a Krupp Koppers na década de 1970, exclusivamente para a gasificação de combustíveis sólidos. Apesar de esta parceria ter sido encerrada em 1981, a Shell se uniu novamente em 1999 com a Krupp Uhde.

O gasificador SCGP possui um número par de queimadores diametralmente opostos no fundo do reator, onde carvão pulverizado é alimentado em uma fase densa utilizando um gás para o arraste. Portanto, o fluxo do gás é ascendente. O carvão é moído e seco até sua distribuição de partículas estar pelo menos 90% abaixo dos 90 μm (Higman et al, 2008). A alimentação pode ser feita com nitrogênio ou dióxido de carbono, mas antes de entrar no reator a fase densa é misturada com o oxidante e vapor d'água.

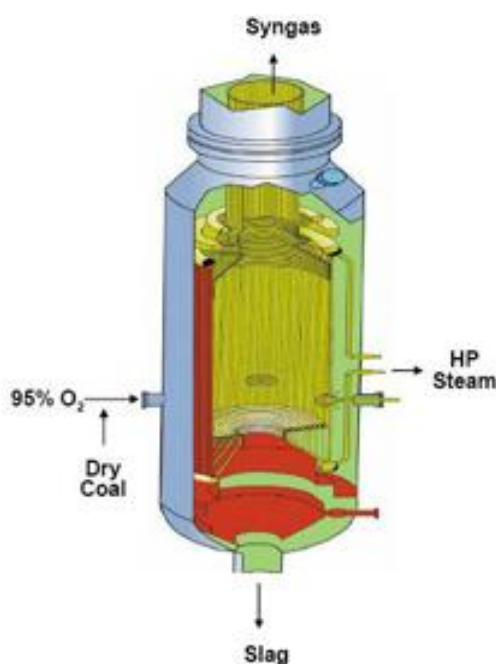


Figura 6-48 - Diagrama da câmara de gasificação da Shell

Fonte: Adaptado de DOE/NETL, 2010

Como é típico dos reatores de leito de arraste o tempo de residência é muito curto, entre 0,5 e 4 segundos, ao passo que neste tempo o gás deixa o reator pelo topo enquanto as cinzas fundidas são escoadas para um banho com água. A brusca diferença de temperatura, ao atingir a água, causa a solidificação das cinzas em um material fino, inerte e vítreo. O material sólido é removido por um sistema de *lock-hoppers*.

A parede do gasificador é uma construção de parede de membrana, que é preenchida e coberta com cimento refratário, de forma a proteger a parte metálica da parede da radiação térmica e do contato direto com as cinzas fundidas. Nos tubos, é

gerado vapor que pode ser encaminhado para a geração adicional de energia na turbina a vapor. O isolamento térmico do reator depende ainda da qualidade e velocidade do *slag*, que formam uma camada isolante. Na Figura 6-48 é possível verificar um diagrama da câmara de gasificação.

O gás que deixa pelo topo do reator é resfriado até cerca de 900 °C por contato direto com gás de reciclo resfriado a 280 °C. Após o *quench*, o gás passa por um conjunto de trocadores de calor chamados *syngas coolers*, onde também é gerado vapor adicional que pode ser enviado para aumentar a geração de eletricidade na turbina. Após os trocadores, o gás passa por um filtro, para remover materiais sólidos que eventualmente tenham sido arrastados. Em seguida, cerca de metade da vazão de gás é encaminhada para o compressor de reciclo, para ser usado no *quench* antes do *syngas cooler* (Higman et al, 2008), como pode ser observado na Figura 6-49.

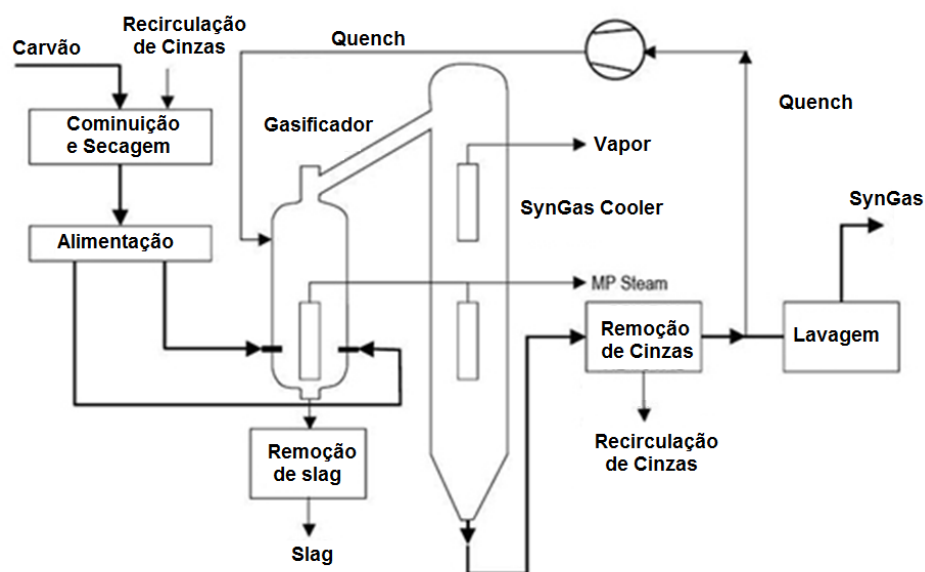


Figura 6-49 - Diagrama do SCGP

Fonte: Adaptado de DOE/NETL, 2010



Figura 6-50 - Gasificador da Shell na usina da Nuon, em Buggenum

Fonte: DOE/NETL, 2010

Nos últimos anos, a Shell também ofereceu um modelo de resfriamento parcial por contato direto com água. Assim como ocorre no modelo da GE, o *quench* garante um teor maior de água do gás, o que pode ser vantajoso para uma unidade de *Shift* a jusante (Shell, 2011).

A principal vantagem do processo de gasificação da Shell é sua flexibilidade no que diz respeito às especificações da carga. O processo consegue operar em uma grande variação de qualidade de carvão, sendo também mais robusto em relação a variações da carga. O sistema de alimentação a seco pode ser utilizado sem grandes modificações no projeto para diferentes tipos de combustíveis, além de garantir ao processo SCGP um consumo menor de oxigênio, quando comparados aos sistemas *slurry-fed*. No entanto, o sistema *dry-fed* é mais caro e operacionalmente mais complexo (DOE/NETL, 2007).

Assim como ocorre com a GE, a escolha do sistema de resfriamento do gás de síntese interfere diretamente na composição do gás de síntese, como pode ser observado na Tabela 6-19. No entanto, o processo da Shell possui uma eficiência maior, graças à recuperação de calor no reator e no *syngas cooler*. Ao se considerar

uma etapa de captura, torna-se necessário adicionar água ao gás de síntese para a etapa de *Shift*, reduzindo esta vantagem inerente do SCGP. Desta forma, o processo da Shell apresenta uma maior penalidade energética e um maior aumento no consumo de água, ao se adicionar a captura de carbono que no processo GE *Quench*.

Tabela 6-19 - Dados de composição de gás de síntese para o gasificador Shell

Modelo	Syngas Cooler ¹	Syngas Cooler ²	Quench ²
Razão H ₂ O/CO	0,12	0,06	1,57
Componente	Fração Molar (Após Scrubber)		
CO	56,40%	57,16%	30,70%
H ₂	29,70%	29,01%	15,58%
CO ₂	1,40%	2,11%	1,13%
H ₂ O	7,00%	3,64%	48,26%
Argônio	0,70%	0,97%	0,52%
N ₂	4,53%	5,85%	3,14%
H ₂ S	0,24%	0,81%	0,43%
COS	0,02%	0,07%	0,04%
CH ₄	0,01%	0,04%	0,02%
Outros		0,34%	0,18%

Fonte: Adaptado de Maurstad, 2005 (1) e DOE/NETL, 2007 (2)

6.1.3. Modificações de uma planta IGCC com captura

A seguir, serão discutidas com maiores detalhes as principais modificações necessárias para operar uma usina IGCC com pré-combustão. Primeiramente, deve-se destacar que a seção de manipulação e preparo do combustível, assim como a alimentação deste no gasificador não possui nenhuma modificação em relação ao caso base, sem captura.

- Unidade de Separação de Ar (ASU)

A unidade de separação de ar já foi apresentada e discutida em detalhes no capítulo anterior, e não será abordada nesta seção. Entretanto, existem algumas diferenças entre a ASU da oxi-combustão e a ASU da pré-combustão, a começar pela escala, conforme apresentado na seção 2.2.2. Além disso, a ASU da gasificação fornece

um oxigênio a alta pressão, usualmente entre 5,0 e 8,0 MPa (Rubin et al, 2007; DOE/NETL, 2007b; Hoffmann, 2010).

Outra diferença está relacionada ao nitrogênio gerado, que é majoritariamente encaminhado para a turbina a gás para diluição do gás de síntese na câmara de combustão, reduzindo a temperatura e consequentemente a formação de NO_x no exausto da turbina. Ainda, o nitrogênio gerado pela ASU pode ser utilizado para a alimentação do carvão ao gasificador, se este for *dry-fed*. Outra característica, que será discutida mais adiante, é a forma de integração entre a turbina a gás e a ASU.

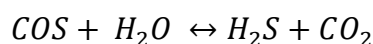
- Gasificador:

A princípio, o gasificador propriamente dito não é diferente no caso com captura e sem captura. No entanto, modificações podem ser consideradas entre os casos, especialmente relacionada à forma de resfriamento do gás de síntese. Por exemplo, ao se utilizar de um *syngas cooler* é possível aproveitar o calor para gerar vapor de pressão alta ou intermediária (Ploeg et al, 2004).

No entanto, pode ser interessante no caso de captura utilizar do resfriamento por contato direto com água, de forma a evitar o consumo de vapor para a etapa de Shift. Portanto, pode-se considerar o pré-investimento em um gasificador com *quench*, promover a troca do *syngas cooler* no futuro ou, em último caso, permanecer com os resfriadores, mas extrair vapor do HRSG para a etapa de Shift.

- Reator de Hidrólise:

Como foi discutido anteriormente, na gasificação a maior parte do enxofre se encontra sob a forma de H₂S. No entanto, como se pode observar pela Tabela 6-18 e pela Tabela 6-19, uma pequena parte também se encontra como sulfeto de carbonila (COS). Este composto é mais difícil de se remover, de forma que é comum converter o COS em H₂S antes de promover a remoção dos compostos de enxofre (Rubin et al., 2007).



A conversão ocorre em um reator de hidrólise, em torno de 200°C, que segue a reação apresentada acima. Pode-se perceber que a reação exige o consumo de água e, dependendo da forma de alimentação (*dry-fed* ou *slurry-fed*), se torna necessária a injeção de vapor do HRSG. Além de promover a formação de H₂S, a reação também aumenta a concentração de CO₂. Ao considerar a captura de CO₂, esta etapa é usualmente substituída por um reator de Shift, como será explicado mais adiante.

- Dessulfurização

De forma geral, após o reator de hidrólise de COS, o gás de síntese deve ser resfriado antes de entrar na unidade de dessulfurização, sendo o calor aproveitado para pré-aquecer correntes de água do HRSG ou da alimentação (se *slurry-fed*), ou até mesmo gerar vapor. Esta etapa compreende o que é chamado de adoçamento do gás, ou remoção de gases ácidos (*Acid Gas Removal*, ou AGR). Estes processos são utilizados na indústria desde a década de 1950 para a remoção de gases ácidos como o H₂S e o CO₂ (UOP, 2000). Os processos mais utilizados em plantas IGCC são: absorção química baseada em soluções aquosas de MDEA; e a absorção física, em processos como o Selexol.

Apesar de os processos de absorção física serem capazes de atingir níveis mais reduzidos de enxofre, eles são geralmente mais caros que o processo usando MDEA (NETL/DOE, 2002). Com a hidrólise de COS, a MDEA é capaz de atingir 10 a 20 ppmv de enxofre. A MDEA, no entanto, exige maiores taxas de circulação de solvente e enriquecimento do gás ácido, para que possa ser enviado a uma unidade Claus e também apresenta seletividade relativamente baixa ao H₂S (NETL/DOE, 2002). A BASF apresentou uma evolução no processo a base de MDEA, removendo parte do COS e mostrando uma maior seletividade ao H₂S, embora ainda não seja possível descartar a utilização da hidrólise de COS (NETL/DOE, 2002).

Nos últimos anos, o processo que tem ganhado maior destaque é o Selexol. O Selexol é um solvente físico a base de dimetil éter polietilenoglicol que foi desenvolvido e patenteado no final dos anos sessenta pela Allied Chemical Corporation. Atualmente é licenciado por diversas empresas, sendo a principal delas a UOP. A Clariant GmbH também licencia o processo com pequenas modificações no

solvente sob o nome de Genosorb (NETL/DOE, 2002). O fluxograma do processo Selexol para remoção de H_2S está representado na Figura 6-51.

O solvente Selexol é química e termicamente estável e possui uma pressão de vapor baixa, evitando perdas do solvente. Ele ainda possui altas solubilidades para o H_2S , CO_2 e COS , além de possuir uma seletividade maior para o H_2S . O processo pode ser configurado de diversas formas, dependendo do nível de remoção necessária. Por exemplo, para se remover o CO_2 é possível utilizar um segundo trem, formando o processo em dois estágios, ou reduzir a temperatura da carga do trem original. No entanto, neste último caso, a remoção dos dois gases se dará em uma única corrente de gases ácidos NETL/DOE, 2002.

Apesar de o processo Selexol ser mais caro que o MDEA, ao se analisar toda a cadeia (AGR e recuperação de enxofre) o pacote com Selexol pode ser mais atrativo, especialmente em sistemas a alta pressão e em que é necessária uma alta remoção de enxofre (NETL/DOE, 2002).

A entrada da captura não modifica necessariamente a unidade de dessulfurização, sendo necessário no mínimo apenas incluir um novo trem para a remoção do CO_2 . Entretanto, existem configurações que buscam integrar a captura de H_2S e CO_2 , de forma a reduzir o custo da unidade de captura (e do *retrofitting*) e a penalidade energética. Estas opções serão discutidas com maiores detalhes na etapa de captura do CO_2 .

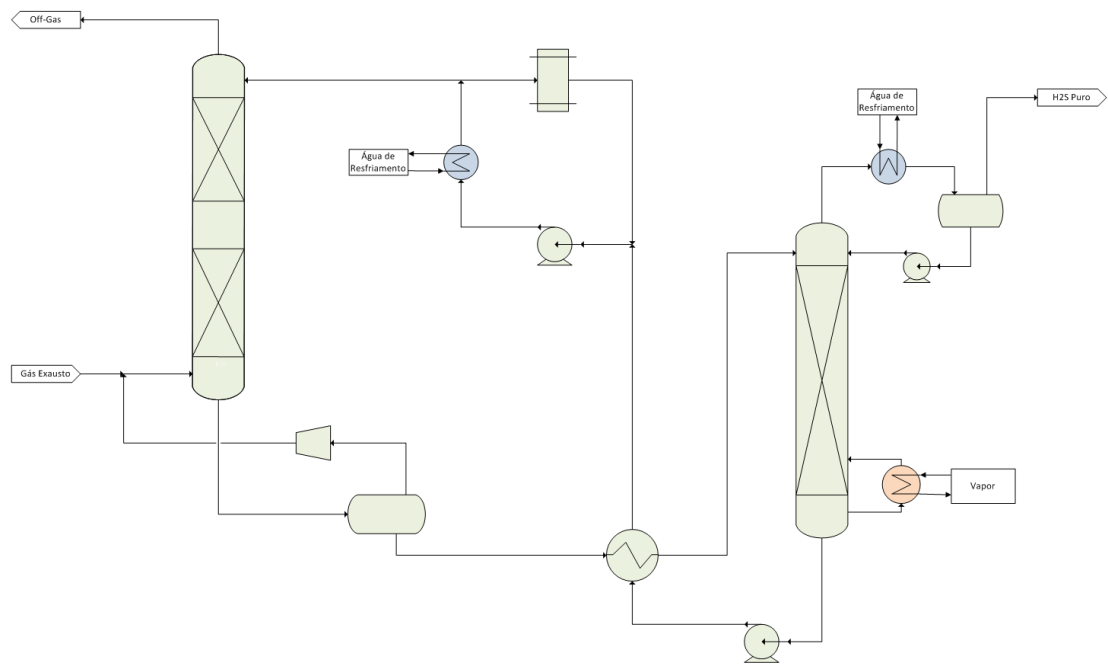


Figura 6-51- Diagrama do Processo Selexol para H₂S

Fonte: Adaptado de UOP, 2002

- Turbina a Gás

O retrofitting da pré-combustão pode apresentar uma dificuldade para a turbina a gás. Turbinas a gás disponíveis no mercado são tipicamente dimensionadas para o processamento de gás natural, ou seja, um gás que contém principalmente metano. O gás de síntese apresenta características de combustão diferentes das do metano, o que faz com que a câmara de combustão das turbinas precise ser adaptada para o uso de gás de síntese (Hoffmann, 2010). Portanto, não são todos os modelos de turbinas disponíveis no mercado que permitem a combustão de concentrações altas de hidrogênio.

Rubin et al. (2007) apresentam uma série de medidas para queimar gás de síntese numa turbina a gás convencional, dentre as quais:

- Aumento da razão entre a pressão interna e a externa, favorecendo o aumento do fluxo de gás, o que leva a um aumento da carga térmica sobre as pás da turbina. Isso pode requerer uma redução da temperatura de chama como compensação;

- Redução do fluxo mássico dos compressores para compensar o aumento de fluxo de combustível. A redução de fluxo de ar depende do desenho do compressor;
- Aumento da área crítica do bocal de alimentação, embora os autores considerem improvável a execução dessa medida pelos fabricantes, dado que ela significa o projeto de uma nova turbina;
- Redução da temperatura interna da turbina, o que permite o aumento do fluxo de massa, mas reduz a eficiência e a geração de energia da turbina;
- Desvio de ar do compressor. Esta ação só é viável se outro ponto da planta de geração fizer uso de ar comprimido. Caso contrário, há perda de eficiência da planta.

No entanto, existem no mercado opções tecnológicas capazes de exercer este papel. A General Electric (GE), por exemplo, apresenta uma série de modelos, como a 7F e a 9F, que permitem uma maior flexibilidade em termos de carga, permitindo a queima, por exemplo, de syngas rico em hidrogênio, e por isso são consideradas "turbinas *ready*" (GE, 2009). O modelo IECM® apresenta como modelos disponíveis as turbinas 7FA e 7FB (Rubin et al, 2007). A GE afirma que as turbinas 7F apresentam start-up inferior a 10 minutos e alcançam combustão estável neste curto período de tempo, atingindo nível máximo de emissões de NOx e CO de 9 ppm, o que permite operar esta turbina em ambiente de emissões restritas (GE, 2009).

A evolução das turbinas a gás permitiu que fossem atingidas temperaturas de queima cada vez mais altas, o que permite um aumento de eficiência e da densidade de potência do equipamento (GE, 2001). A própria GE apresenta uma evolução ao sair da classe de turbinas E para a classe F e, mais recentemente, para a classe H. Esta turbina pode atingir eficiências de 60% (PCS) em plantas de ciclo combinado e se utiliza de diversas melhorias do sistema, como refrigeração das pás e razão de pressão maior (GE, 2001). Abaixo, pode-se verificar uma comparação entre turbinas descritas.

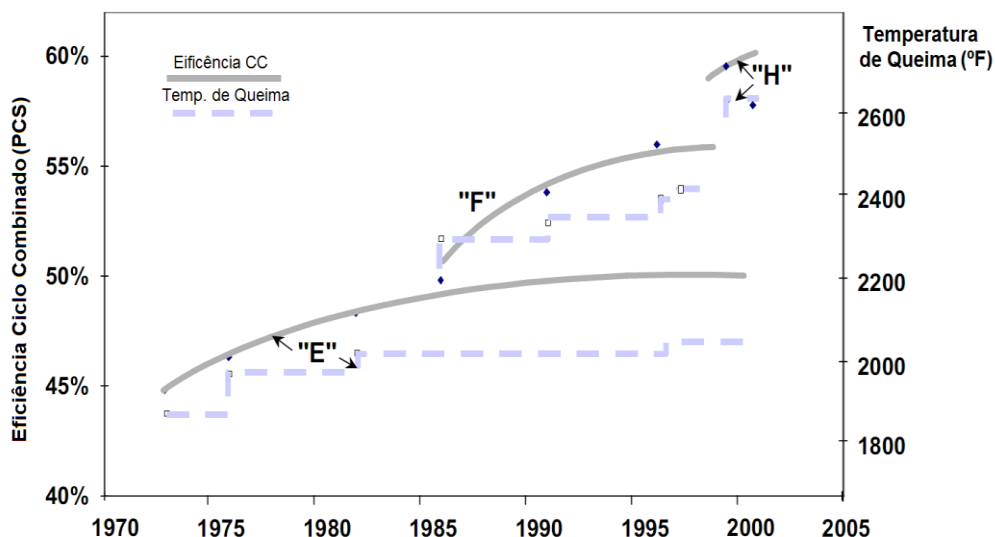


Figura 6-52 - Evolução das turbinas GE modelos E, F e H

Fonte: Adaptado de GE, 2001

- HRSG (*Heat Recovery Steam Generator*) e Turbina a Vapor

A transição para a captura e o efeito sob o HRSG é outro ponto complicado, sobre o qual a literatura não possui muitos estudos. Em determinados casos, ao instalar a captura, devido principalmente à extração de vapor necessária para a etapa de Shift, o perfil de correntes de vapor calculado modificaria de tal forma, que o HRSG original não seria capaz de ser empregado.

A EPRI (2004) apresenta esta característica brevemente, ao analisar diferentes formas de pré-investimentos no IGCC, ou seja, um IGCC *ready*. Os resultados de um dos casos analisados, com e sem captura, podem ser verificados a seguir.

Tabela 6-20 - Variação das vazões de vapor, com e sem captura.

Vapor (t/h)	Sem captura	Com Captura	Variação
Alta	308	414	34,4%
Média	660	504	-23,6%
Baixa	54	232	329,6%
Total	1022	1150	12,5%

Fonte: EPRI, 2004

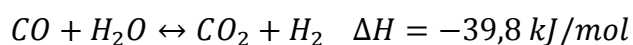
Este caso exemplifica perfeitamente o que foi mencionado no capítulo 3. A maior parte dos estudos sobre captura promove a comparação entre uma planta sem

captura com uma planta com captura. No entanto, o caso com captura não pode ser entendido como uma planta sem captura que sofreu o *retrofitting*. Neste caso, por exemplo, o HRSG da planta sem captura não é o mesmo equipamento considerado na planta com captura. O mesmo equívoco ocorre no modelo IECM®, que recalcula todos os equipamentos com parâmetros diferentes, dependendo da presença da captura.

Além do HRSG, as turbinas a vapor também apresentam o mesmo problema. Mesmo que o HRSG ainda esteja dentro da faixa operacional deste equipamento, a quantidade de vapor destinado às seções da turbina a vapor será alterada, o que pode modificar a performance das turbinas e, conseqüentemente, a energia elétrica gerada.

- Seção de Shift

Reatores de Shift são utilizados na produção de hidrogênio, amônia e gás de síntese. A reação principal segue a equação abaixo, conhecida como reação *water gas shift* (WGS):



No IGCC com captura, a reação de Shift possui duas funções principais: converter o monóxido de carbono em dióxido de carbono, de forma a permitir sua captura, além de simultaneamente aumentar a produção de hidrogênio.

A reação de WGS é limitada pelo equilíbrio e o rendimento a favor da formação de hidrogênio é favorecido a menores temperaturas. Níveis baixos de CO podem ser atingidos ao controlar a temperatura do reator e utilizar excesso de vapor para favorecer a conversão.

Como a cinética da reação sempre é favorecida com o aumento da temperatura, em aplicações industriais é comum serem utilizados mais de um reator. A determinação do número de estágios de Shifts necessário dependerá da exigência da concentração de CO. A configuração mais comum se baseia em dois reatores: um a alta temperatura (*High Temperature Shift*, HTS), aproveitando de uma maior cinética de reação; um reator de baixa temperatura (*Low Temperature Shift*, LTS), buscando

um equilíbrio com maior rendimento. O primeiro reator usualmente opera entre 340 e 530°C e o segundo entre 180 e 230°C (DOE/NETL, 2009).

Outra vantagem do reator de Shift, que permite que este possa substituir o reator de hidrólise, é que determinados catalisadores de Shift também catalisam a reação de hidrólise do COS. Portanto, o reator de hidrólise torna-se desnecessário e pode ser substituído. Uma configuração alternativa e ready é instalar um reator de Shift inicialmente, ao invés do reator de hidrólise. Esta opção será explorada no próximo capítulo.

Existem dois conceitos de configuração de reatores para conversão de gás de síntese a partir da gasificação do carvão: o *sour shift* e o *sweet shift*. Estes termos dizem respeito à presença de enxofre no gás de síntese. No *sweet shift*, ou shift "doce", o gás deve estar livre de enxofre para evitar danos no catalisador. A Figura 6-53 apresenta as duas configurações.

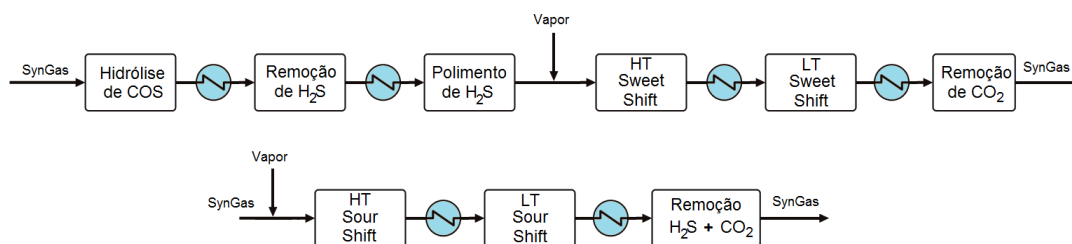


Figura 6-53 - Configuração de Shift: Acima o Sweet Shift; Abaixo o Sour Shift.

Fonte: Adaptado de Haldor Topsoe, 2009

No Sweet Shift, ao precisar passar pela dessulfurização previamente, o syngas é resfriado e deve ser reaquecido para a etapa de Shift. Portanto, é possível verificar que a vantagem do Sour Shift é necessitar de menos etapas, além de poder utilizar o syngas quente. No entanto, o reator de hidrólise se tornaria desnecessário.

- Remoção de CO₂

As perspectivas atuais para futuras instalações de IGCC com captura indicam que o processo Selexol se apresenta como a opção mais eficiente e econômica (NETL/DOE, 2002). Como já foi mencionado, existem diversas formas de configurar o

sistema para promover a captura do CO₂, embora no caso da captura de CO₂, se deseje obter o CO₂ sem enxofre. A configuração mais comum para isto é baseada na adição de um novo trem, contendo um novo par de colunas (uma de absorção e outra de regeneração), formando o processo em dois estágios.

Entretanto, nos últimos anos a UOP apresentou uma série de avanços no processo, formando um processo específico para o CO₂, em que a regeneração do solvente ocorre por uma série de *flashes* estagiados, com redução gradativa da pressão (UOP, 2000). Mais recentemente, a UOP elaborou o projeto de uma unidade Selexol *Ready*, isto é, uma unidade de remoção de H₂S em que é possível inserir o processo de remoção de CO₂ no futuro, com pré-investimentos mínimos (UOP, 2009). A Figura 6-54 apresenta o fluxograma de processo concebido pela UOP e a Figura 6-55 apresenta uma unidade Selexol em uma planta IGCC em que este conceito já foi instalado¹⁵.

¹⁵ Não foi possível determinar a planta e o local em que esta planta foi instalada.

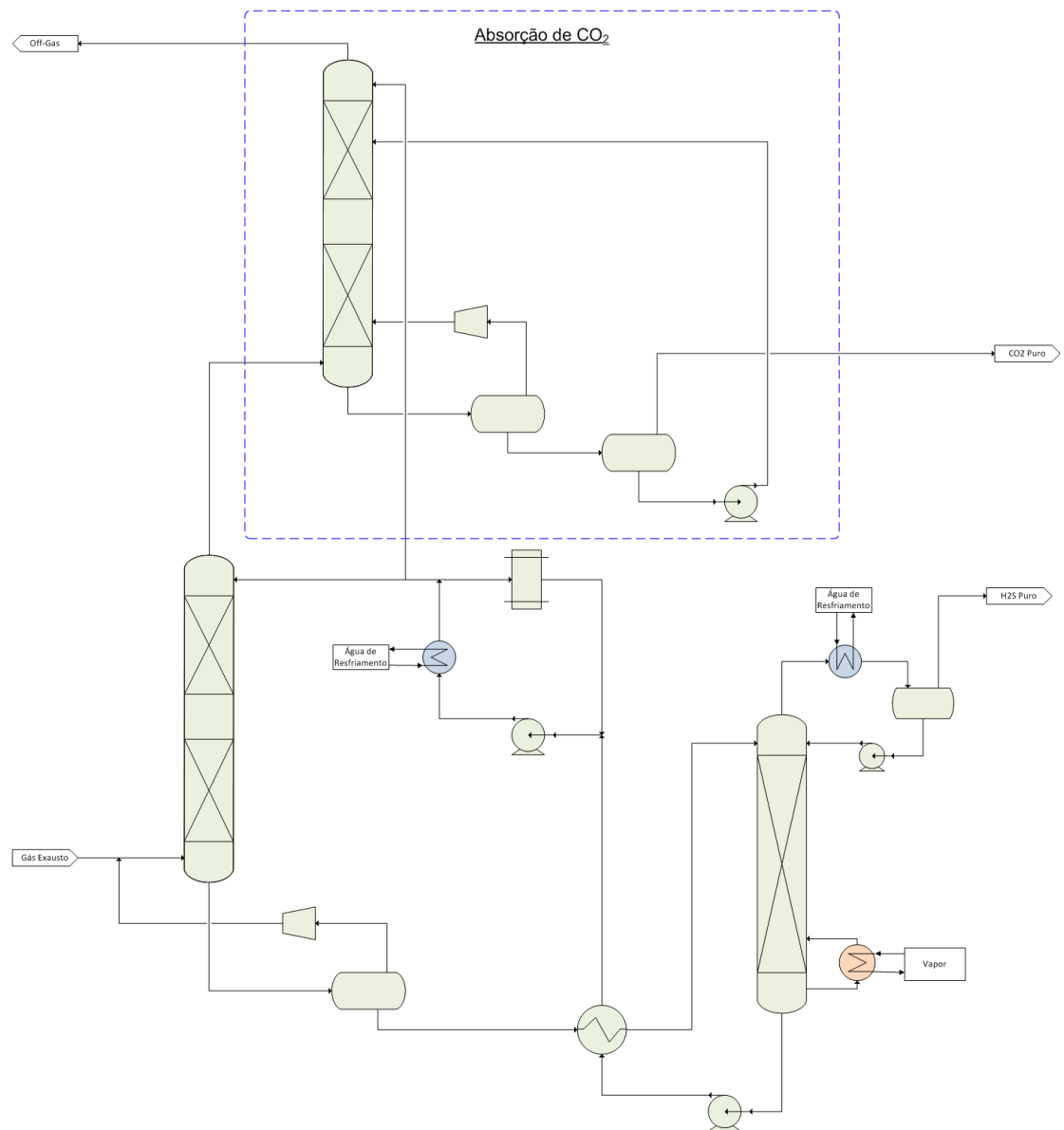


Figura 6-54 - Expansão do Processo Selexol para a absorção de CO₂

Fonte: Adaptado de UOP, 2009

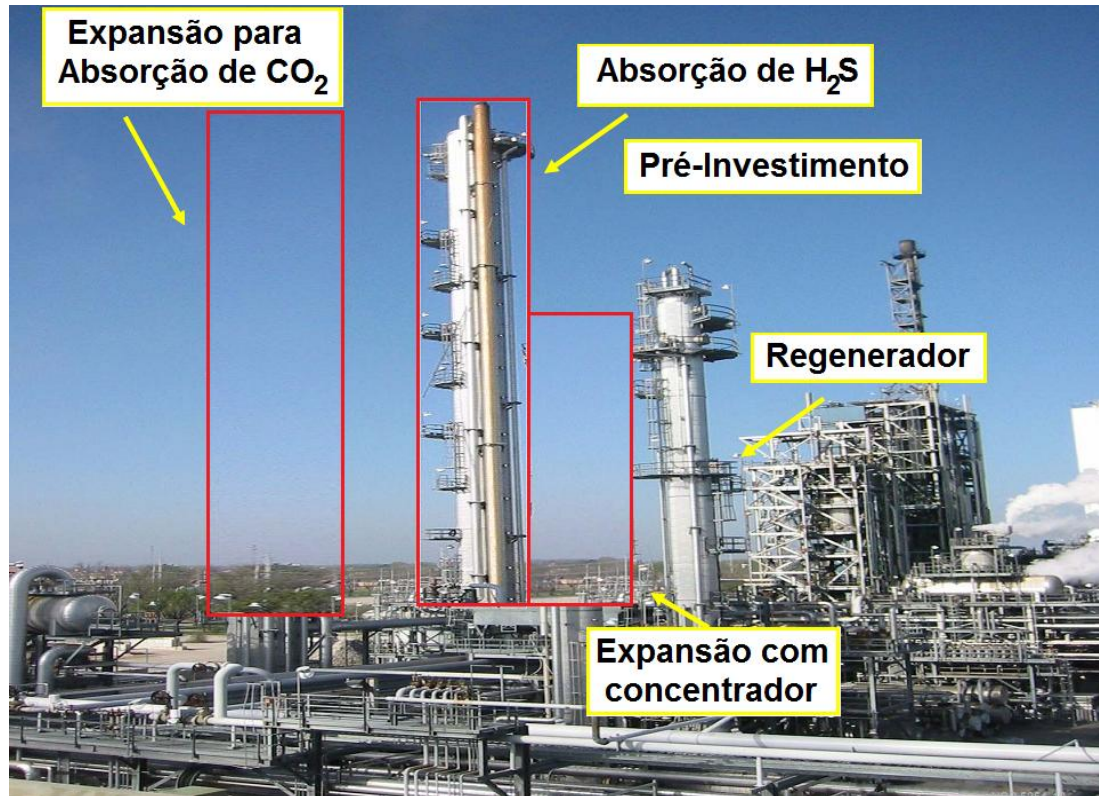


Figura 6-55 - Exemplo de planta Selexol Ready

Fonte: Adaptado de UOP, 2009

Pode-se verificar acima em destaque a previsão de espaço para a coluna de absorção de CO_2 . Além disso, está previsto espaço para os vasos de regeneração (não indicados) e do concentrador, um novo conceito apresentado pela UOP para aumentar a eficiência do processo (UOP, 2009).

6.2. Energia Mínima de Separação da Pré-Combustão

Assim como foi feito na seção 4.2 para a pós-combustão e na seção 5.2 para a oxi-combustão, esta seção detalhará as metodologias utilizadas para calcular a energia mínima de cada etapa associada à captura pela pré-combustão. Este processo será dividido em duas etapas: separação do CO_2 e compressão do CO_2 . Além disso, ao final desta seção, faremos uma análise relativa à etapa de Shift.

Nesta seção, ao contrário do que foi realizado nos outros capítulos, será elaborada uma análise considerando as condições básicas e configurações das etapas

do processo, além de diferentes condições de operação possíveis, visto que não existe uma padronização adotada pela indústria. Isto é, ainda não existe uma tecnologia dominante para o IGCC, com ou sem captura. Isso dificulta a análise da energia mínima e, principalmente, a comparação entre tecnologias diferentes.

6.2.1. Trabalho Mínimo de Separação

Iniciando pela primeira etapa descrita anteriormente, a etapa de separação, em um processo de captura de pré-combustão, ao contrário da pós-combustão, não costuma ser tão energo-intensiva. A pressão elevada associada a uma maior concentração do CO_2 permitem ao processo de captura em pré-combustão reduzir o consumo energético para efetuar a captura. Ademais, os processos apresentados, baseados em absorção física, em geral exigem um menor gasto energético para regenerar o solvente.

Antes de calcular o trabalho mínimo de separação é necessário estabelecer as condições de contorno do sistema. Como foi apresentado, a etapa de captura pode de forma conjunta ou independente da remoção de outros gases ácidos, como o H_2S , dependendo da configuração adotada, segundo exposto na Figura 6-53. Ao se utilizar a configuração de Sweet Shift, o processo envolve a separação do CO_2 do gás de síntese isento de enxofre. Em contrapartida, ao usar o Sour Shift, é possível remover o CO_2 e o H_2S , de forma independente, do gás de síntese.

Portanto, será realizada uma análise independente para cada configuração.

- *Sweet Shift*

Primeiramente, vamos definir uma taxa de captura padrão de 95% do CO_2 presente no exausto (DOE/NETL, 2007). Definida a taxa de captura, deve-se definir o processo em questão. A forma mais simples de definir o sistema de captura pode ser observada na Figura 6-56. Supondo uma corrente de gás exausto, com determinado teor de CO_2 , o processo de captura, seja ele qual for, deverá gerar uma corrente rica de CO_2 (de forma a simplificar, vamos considerar esta corrente como CO_2 puro) e outra

corrente, contendo o CO₂ não capturado e o restante dos contaminantes, que será considerado como apenas hidrogênio.

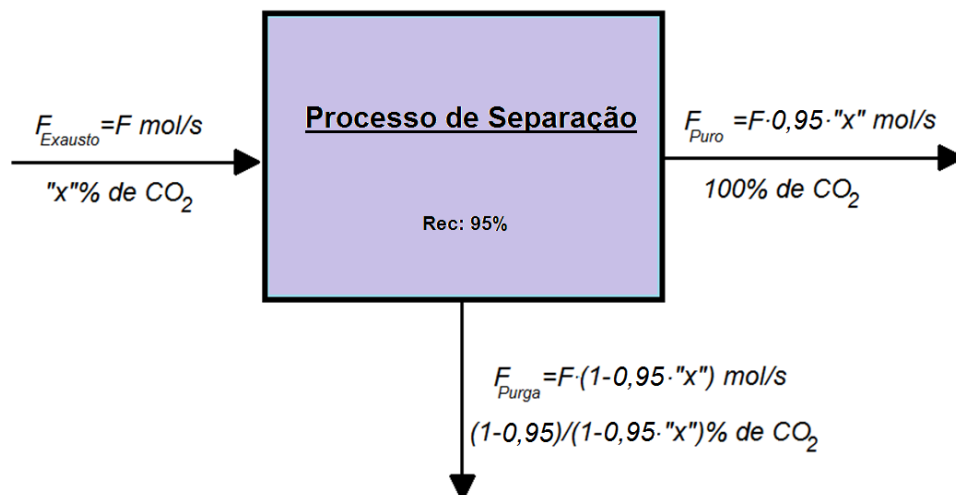


Figura 6-56 - Processo conceitual de separação binária com recuperação de 95%

Fonte: Elaboração própria

Novamente, assim como no capítulo 4, foram utilizadas duas metodologias de cálculo, já apresentadas no capítulo 3. A Figura 6-57 apresenta o cálculo da energia mínima de separação do CO₂ em função da concentração do CO₂ no gás de síntese. Para este cálculo assumiu-se que o restante do gás de síntese era composto apenas de hidrogênio. Dado que este processo ocorreria após o Sweet Shift, não haveria uma concentração significativa de CO, e como o processo ocorre a baixas temperaturas, o mesmo ocorre para a água, que foi condensada antes do limite de bateria do processo.

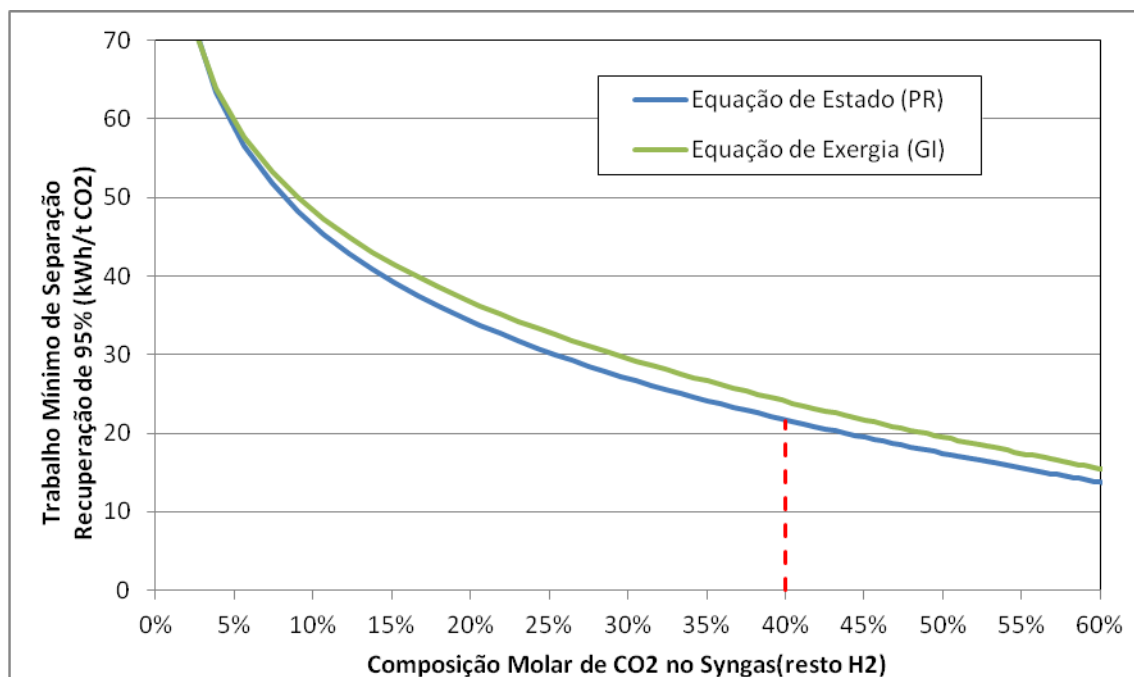


Figura 6-57 - Trabalho mínimo para 95% de recuperação do CO₂ em função da composição molar do syngas "doce"

Fonte: Elaboração própria

Interessante notar que as duas curvas possuem um afastamento, sendo o trabalho descrito pela equação de estado sempre inferior ao do cálculo pela diferença de exergia das correntes. Isto ocorre, pois o processo foi considerado a uma pressão elevada, considerada em 5,5 MPa¹⁶ (DOE/NETL, 2007). A equação de estado permite considerar o desvio da idealidade, representado pela fugacidade da mistura, ao contrário do cálculo da exergia, que considerada uma fugacidade ideal.

Pela Figura 6-57, pode-se verificar que o aumento da concentração de CO₂ no gás de síntese reduz o trabalho necessário, como era de se esperar. Para a composição típica de um gás de síntese doce, foi utilizado o valor de 40% molar de CO₂ (DOE/NETL,

¹⁶ Foi considerada uma pressão média entre os casos apresentados em NETL/DOE (2007), que incluem casos com e sem captura para gasificadores da GE, Shell e E-Gas. Para definir a composição típica das correntes de entrada e saída dos processos conceituais também foi feita uma estimativa média entre os casos. Este procedimento foi o mesmo para cálculo do trabalho mínimo de separação para o Sour Shift.

2007). Para esta composição, foi calculada uma energia mínima de separação de 21,5 kWh/t (0,077 GJ/t). O valor do cálculo pela equação da exergia foi 11% superior.

Ao comparar com a energia mínima de separação da pós-combustão, pode-se verificar que este valor é praticamente a metade. Isso destaca como o processo de pré-combustão é menos energo-intensivo e apresenta uma boa opção tecnológica para efetuar a captura de carbono.

- *Sour Shift*

Para a configuração Sour Shift, o gás de síntese ainda possui compostos de enxofre, majoritariamente H_2S . Portanto, o processo de captura deve levar em consideração a remoção isolada destes compostos, além da separação do CO_2 . Isso adiciona mais uma corrente de saída no processo conceitual, que o torna mais complexo.

Para o CO_2 , foi novamente considerada uma taxa de recuperação de 95%. No entanto, estudos indicam que o gás contendo o H_2S (como, por exemplo, do primeiro trem de separação) é bastante diluído em CO_2 (NETL/DOE, 2002; EPRI, 2003; Rubin et al, 2007; NETL/DOE, 2007). Esta corrente segue a uma unidade de recuperação de enxofre, que é capaz de separar o H_2S e gerar enxofre elementar, enquanto que o *off-gas* é enviado novamente à unidade de separação do CO_2 (como por exemplo, o segundo trem de separação). A energia gasta neste processo não faz parte do escopo desta análise.

Portanto, foi considerado que a corrente ácida é composta de 25% molar de H_2S e o restante de CO_2 (NETL/DOE, 2002; EPRI, 2003; Rubin et al, 2007; NETL/DOE, 2007). A corrente de CO_2 foi considerada pura, e o gás de síntese que deixa a unidade conceitual é composto majoritariamente de hidrogênio, sem qualquer traço de H_2S e com o CO_2 restante. Para facilitar o estudo, e evitar uma análise de variação de concentração tanto de CO_2 quanto de H_2S , foi assumida uma razão constante de H_2S/CO_2 de 0,05 (NETL/DOE, 2002; EPRI, 2003; Rubin et al, 2007; NETL/DOE, 2007). O processo conceitual pode ser observado na figura a seguir.

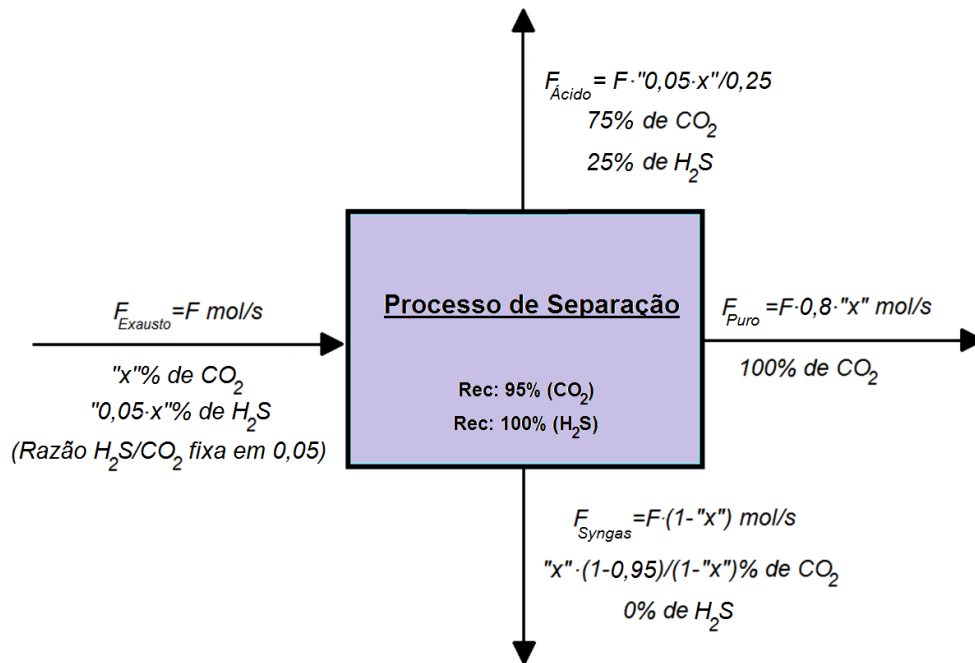


Figura 6-58 - Processo conceitual de separação com recuperação de 95% de CO₂, 100% de H₂S e com razão H₂S/CO₂ constante igual a 0,05

Fonte: Elaboração própria

Pode-se verificar pela Figura 6-58 que o processo, assim como o balanço de massa, ficou mais complexo. Ao fixar a razão H₂S/CO₂, foi possível simplificar a análise que, de forma contrária, exigiria mais esforço e seria mais complexo de interpretar.

Mais uma vez, foram utilizadas as duas metodologias de cálculo para verificar a energia mínima de separação deste processo conceitual.

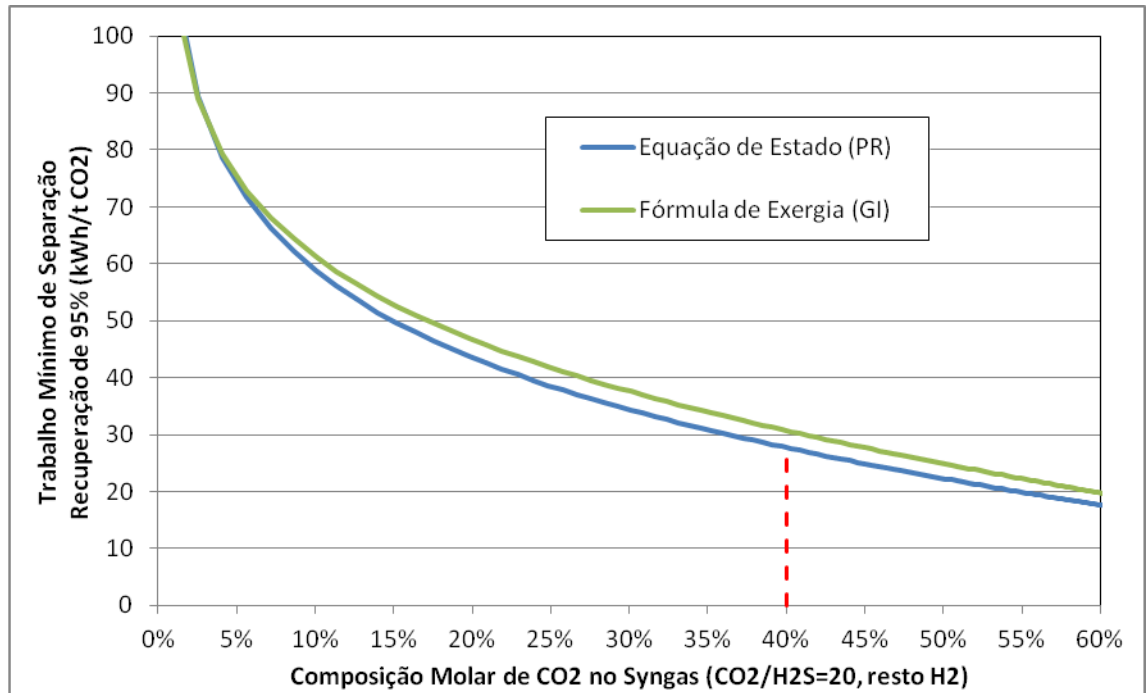


Figura 6-59 - Trabalho mínimo para 95% de recuperação do CO₂ em função da composição molar do syngas "ácido"

Fonte: Elaboração própria

Novamente, é possível verificar o desencontro entre as metodologias e, mais uma vez, será considerado como padrão de comparação o valor calculado pela equação de estado. A pressão do sistema foi considerada em 5,5 MPa, e o valor da energia mínima de separação foi calculada em 27,6 kWh/t (0,099 GJ/t). O valor encontrado pelo cálculo das exergias foi novamente 11% superior.

O valor da energia mínima de separação da configuração *Sour Shift* foi 28,4% superior ao da configuração *Sweet Shift*. Como era de se esperar, o valor é superior devido à introdução de um novo composto diluído e de uma nova saída concentrada deste composto. Vale destacar que no cálculo do Sweet Shift não foi incluída a energia necessária para remover o H₂S, e isso mais do que justifica seu valor inferior.

Apesar de apresentar um valor superior, existem vantagens na utilização do sistema Sour. A redução do número de etapas por si só é vantajoso, mas a questão mais importante diz respeito ao consumo de vapor para o Shift. Relembrando a Figura 6-53, o sistema Sweet Shift promove primeiro a reação de hidrólise (alta temperatura), depois a remoção de H₂S (baixa temperatura) e, finalmente, os reatores de Shift (alta

temperatura). Estas variações de temperaturas geram maiores irreversibilidades ao sistema e, portanto, um maior afastamento do valor ideal. Mesmo considerando a integração energética entre as correntes, estima-se que o consumo de vapor para a configuração Sweet Shift seja maior (NETL/DOE, 2009), o que é representado por uma maior penalidade energética.

6.2.2. Trabalho Mínimo de Compressão

Novamente, serão adotadas duas metodologias de cálculo para a energia mínima de compressão do CO₂ purificado. A primeira se baseará na compressão isotérmica de um gás ideal, apresentada na seção 3.1.2 e segunda será calculada pela diferença de exergia do CO₂ puro na pressão de sucção e de descarga, em relação à temperatura de referência.

Diferentemente da pós-combustão e oxi-combustão, a pré-combustão faz com que o CO₂ já se encontre em pressão intermediárias, bem afastado da pressão atmosférica, o que reduziria o consumo energético no compressor. O cálculo da energia mínima de compressão pelas duas metodologias em função da pressão de sucção pode ser verificado na Figura 6-60. Foi considerada a mesma pressão de descarga de 15,0 MPa (Feron, 2009; DNV, 2010; Raynal et al, 2011).

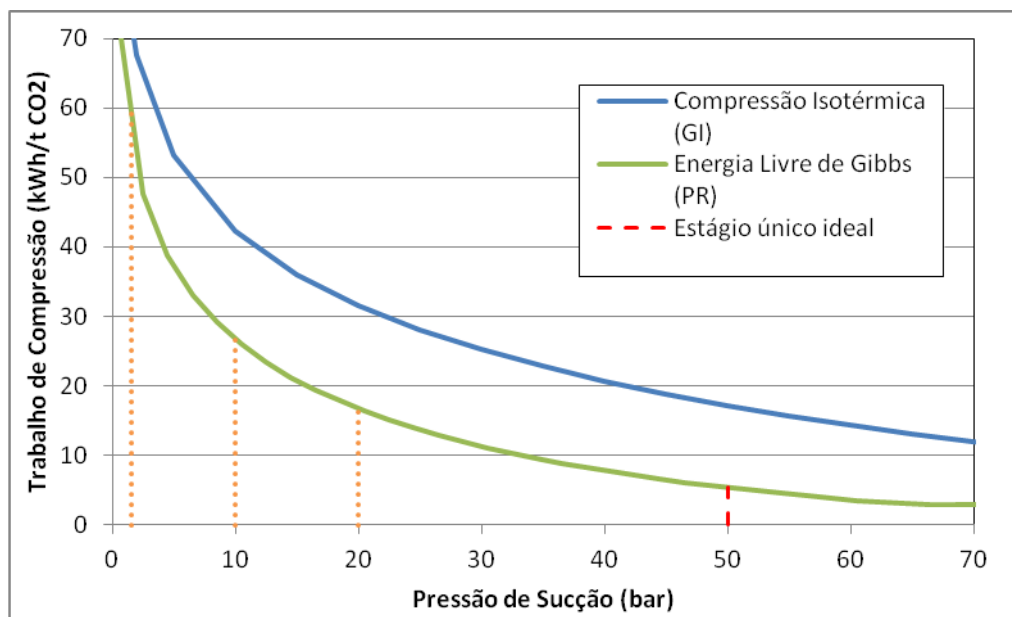


Figura 6-60 - Trabalho de compressão isotérmica na pré-combustão

Fonte: Elaboração própria

Utilizando uma pressão de sucção típica de 5,5 MPa, como no item anterior, pode-se verificar que a energia mínima de compressão seria de apenas 5,3 kWh/t (0,019 GJ/t). Este valor é cerca de 8,5% da energia calculada para a pós-combustão/oxi-combustão, demonstrando mais uma vez o potencial de redução do consumo parasítico de energia apresentado pela pré-combustão. Valores na literatura se encontram na faixa de 55 a 75 kWh/t (EPRI, 2003; NETL/DOE, 2007; Rubin et al, 2007; IECM), representando cerca de 10 a 14 vezes o trabalho mínimo teórico.

Vale fazer um breve comentário em relação ao processo Selexol, que por promover a regeneração do solvente em uma série de flashes, o CO₂ purificado se encontra em diversas correntes com pressões diferentes. NETL/DOE (2007) considerou três estágios de regeneração, em que o CO₂ gerado se encontra a: 2,00 MPa, 1,00 MPa e 0,15 MPa. A energia mínima necessária para a compressão destes estágios está representada na Figura 6-60 e foi calculada em 16,7 kWh/t (0,060 GJ/t), 26,7 kWh/t (0,096) e 60,2 kWh/t (0,216), respectivamente.

6.2.3. Balanço de Energia para o Shift

Nesta seção, será discutida brevemente as vantagens e desvantagens dos diferentes tipos de gasificadores. Em especial, serão comparados dois tipos de alimentação (*dry-fed* e *slurry-fed*) e dois tipos de resfriamento do gás de síntese (*radiant* e *quench*), de forma que serão analisados quatro casos. Estes casos se diferenciam, principalmente, pelo teor de água disponível no gás de síntese para efetuar a reação de WGS. Como já foi mencionado, é comum usar excesso de vapor para favorecer o equilíbrio, normalmente em uma razão H_2O/CO de 1,5 a 4 (NETL/DOE, 2009; Haldor Topsoe, 2009). A análise a seguir foi realizada considerando um reator HTS a 350°C, seguido de resfriamento até 200°C para um reator LTS. O resultado pode ser observado na Tabela 6-21.

Tabela 6-21 - Consumo de vapor e resfriamento no Shift dependendo da alimentação e configuração de resfriamento do gás de síntese

Parâmetro			Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
Alimentação			Slurry	Slurry	Dry	Dry
Resfriamento			Radiant	Quench	Radiant	Quench
Entrada	Pressão (MPa)		5,0	5,0	5,0	5,0
	Temp. (°C)		200	200	200	200
	Composição Molar	CO	35,0%	25,0%	60,0%	33,0%
		CO ₂	15,0%	15,0%	5,0%	1,0%
		H ₂	35,0%	25,0%	30,0%	16,0%
		H ₂ O	15,0%	35,0%	5,0%	50,0%
	Razão H ₂ O/CO		0,43	1,40	0,08	1,52
Saída (Razão H ₂ O/CO = 2)	Pressão (MPa)		5,0	5,0	5,0	5,0
	Temp. (°C)		262	261	214	213
	Composição Molar	CO	0,8%	0,9%	0,3%	0,3%
		CO ₂	31,4%	33,9%	30,0%	29,0%
		H ₂	44,3%	42,6%	41,6%	42,0%
		H ₂ O	23,4%	22,7%	28,1%	28,7%
	Remoção		96,3%	96,0%	99,0%	99,1%
	Resfriamento (MJ/kgmol)		11,5	11,3	5,15	5,15
	Vapor (kJ/kgmol)		481,4	131,3	1.006,7	140,1
Saída (Razão H ₂ O/CO = 3)	Pressão (MPa)		5,0	5,0	5,0	5,0
	Temp. (°C)		240	239	244	245
	Composição Molar	CO	0,1%	0,3%	0,2%	0,2%
		CO ₂	26,3%	28,3%	23,4%	22,6%
		H ₂	36,8%	35,4%	32,5%	32,7%
		H ₂ O	36,9%	36,0%	43,8%	44,5%
	Remoção		99,7%	98,5%	99,1%	99,2%
	Resfriamento (MJ/kgmol)		11,0	10,9	12,17	12,27
	Vapor (kJ/kgmol)		787,8	350,1	1.531,9	428,9

Fonte: elaboração própria

Devido às diferentes composições de gás de síntese, especialmente das razões iniciais de H_2O/CO , cada uma das configurações apresentou um consumo de vapor diferente para se atingir as razões especificadas, de 2 e 3.

Pode-se perceber que a configuração *slurry-quench* apresentou o menor consumo de vapor, como era de se esperar, visto que devido à alimentação com água e o resfriamento com contato com água, o gás de síntese desta configuração já apresenta bastante água em sua composição.

No entanto, para uma razão de 2, apenas as configurações *dry-fed* foram capazes de reduzir o CO em mais de 99%, em ambos casos (Casos 3 e 4). Além disso, também apresentou o menor consumo de energia para resfriamento. Isso pode ser uma desvantagem, visto que este calor pode ser reaproveitado para pré-aquecer outras cargas ou até mesmo gerar vapor de pressão média para a turbina a vapor.

Para a razão de 3, as remoções de CO foram mais altas (todos os casos acima de 99%), apesar do aumento do consumo de vapor. Pode-se verificar que a energia requerida para o resfriamento se manteve na mesma faixa que nos casos com razão igual a 2.

A partir desta análise é possível verificar, porque os modelos com quench são considerados vantajosos para a captura de CO_2 , pois permitem um gás de síntese com maior teor de água, reduzindo a necessidade de injeção de vapor para o Shift e, consequentemente, reduzindo a penalidade energética.

No entanto, também deve-se notar que os casos com resfriamento *radiant* apresentam maior eficiência sem captura, e por isso podem ser interessantes em cenários de entrada tardia da captura.

6.3. Pesquisa e Desenvolvimento da Pré-combustão

A seguir serão apresentados os principais desenvolvimentos na pré-combustão, tanto no que diz respeito aos processos de captura, mas também da integração entre as etapas do IGCC, de forma a reduzir a penalidade energética e o custo da captura.

6.3.1. Processos alternativos de Absorção Física¹⁷

A absorção física tem sido utilizada há mais de 60 anos, principalmente, nas indústrias de petróleo, gás natural e na indústria química para remoção de gases ácidos como H_2S e CO_2 e na produção de H_2 . Quando os gases ácidos apresentam uma fração significativa na corrente de gás a ser tratado, os custos de removê-los através de solventes químicos, que são regenerados por calor, aumentam consideravelmente.

Esta característica foi o ímpeto para o desenvolvimento de processos que usam solventes orgânicos não reativos, que dissolvem o soluto fisicamente e são regenerados não pelo aporte de calor, mas pela mera redução de pressão (Kohl & Nielsen 1997). Os primeiros esforços foram realizados com água como solvente, mas a solubilidade de CO_2 e H_2S em água é baixa demais para que o processo possa ser aplicável comercialmente. O primeiro solvente físico orgânico utilizado foi metanol (Mokhatab 2006), utilizado na produção de gás de síntese, onde é necessária a remoção de CO_2 e H_2S até níveis muito baixos. Este processo foi desenvolvido pelas empresas Linde e Lurgi e chamado de processo Rectisol. O processo ocorre a temperaturas muito baixas e é relativamente complexo quando comparado com outros processos. Assim, ele foi perdendo importância (Kohl & Nielsen 1997).

O processo da absorção física é relativamente parecido com a absorção química em muitos aspectos, como, por exemplo, se tratar da separação de um componente gasoso através de um solvente líquido. Diferentemente da absorção química, na absorção física o componente gasoso se dissolve no solvente sem que uma reação química ocorra. Portanto, as ligações entre solvente e soluto são relativamente fracas, e tanto o solvente quanto o soluto podem ser regenerados mais facilmente que na

¹⁷ O texto desta seção está contido no segundo relatório do projeto " Estado-da-Arte da Captura e Armazenamento de Dióxido de Carbono proveniente de UTES a Carvão", do qual participei. O relatório foi elaborado pela COPPE em 2010 para a MPX e a equipe incluiu os pesquisadores: David Castelo Branco, M.Sc; Paulo Roberto de Campos Merschmann; M.Sc, Rômulo Ely, M.Sc; e Susanne Hoffmann, M.Sc.

absorção química. Existem, também, solventes em que ocorrem os dois tipos de absorção, que são chamados de solventes híbridos.

Os solventes químicos possuem uma alta capacidade de absorção a concentrações e pressões relativamente baixas. Porém, a pressões mais altas, aproximadamente acima de 8 bar, a capacidade de absorção se estabiliza (Kanniche et al, 2010). Solventes físicos apresentam um comportamento diferente, sua capacidade de absorção cresce linearmente com a pressão parcial ou a concentração do substrato. Processos de absorção física são geralmente utilizados para correntes gasosas a alta pressão e que contenham uma concentração alta dos componentes a serem removidos.

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

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

- Uma capacidade de absorção consideravelmente maior para gases ácidos do que para água;
- Baixa capacidade de absorção para os componentes principais do gás que está sendo purificado (no caso de termelétricas, H₂);
- Baixa viscosidade para permitir uma alta taxa de transferência de moléculas do gás para o solvente;
- Baixa pressão de vapor a temperatura ambiente, para evitar perdas de solvente por evaporação;
- Baixa corrosividade em metais comuns;
- Baixa reatividade com componentes da corrente de gás;
- O solvente precisa ser comercialmente disponível a um custo razoável.

a) Metanol

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

Atualmente, o processo Ifpexol somente é utilizado em plantas de tratamento de gás natural. Já o processo Rectisol, foi utilizado inicialmente para promover remoção de CO₂ no tratamento de gás de síntese. Plantas Rectisol operam comercialmente no mundo inteiro, para purificação de gás de síntese em plantas de produção de amônia, metanol e CO. A Linde possui mais de 50 plantas em operação, a maioria atualmente na China (Kerestecioğlu & Haberle 2008).

A Lurgi instalou, entre 2000 e 2006, 19 plantas novas, das quais 14 se encontram na China (Lurgi 2010). As plantas possuem capacidades até 19.400.000 Nm³/dia. O uso de gás de síntese em plantas IGCC é projetado em somente duas dessas plantas (Conocco Phillips Refinery Wilhelmshaven, Germany, 2006 e Fujian Petrochemical Company Ltd., China, 2005), que produzem tanto hidrogênio como energia elétrica.

No processo Rectisol, a absorção ocorre a pressões entre 30 e 60 bar e a uma temperatura de até - 40 °C. A dessorção do CO₂ é realizada primeiramente através da redução de pressão. Para a dessorção dos outros contaminantes e do CO₂ remanescente, o solvente precisa ser aquecido (Kohl & Nielsen 1997).

O metanol é apto para a remoção não só de CO₂ e H₂S, mas também HCN e COS. Devido à alta solubilidade dos contaminantes no solvente, o processo é capaz de gerar um gás de síntese extremamente limpo. O CO₂ é produzido isoladamente e o teor de enxofre no gás de síntese chega a 0,1 ppm (Kohl & Nielsen 1997). A alta seletividade para H₂S sobre CO₂ e a possibilidade de remover COS são as principais vantagens do processo Rectisol. Ademais, o metanol tem a vantagem de ser um solvente de custo relativamente baixo e térmica e quimicamente estável.

As principais desvantagens do solvente é sua baixa pressão de vapor, que leva a perdas de solvente ou a necessidade de operar o processo a temperaturas muito baixas. A refrigeração usualmente é realizada por sistemas frigoríficos, que possuem um alto consumo de energia. Portanto, plantas Rectisol apresentam geralmente um alto custo de capital e de operação. Em geral, também é necessária a adição de uma unidade de lavagem do CO₂ para recuperar e reciclar o metanol. O consumo de energia do processo foi estimado em 0,046 a 0,048 kWh/kg CO₂ (Moritz, 2004).

b) N-Metilo-Pirolidona

O solvente N-metilo-pirolidona (NMP) é comercializado como processo Purisol pela Lurgi. O processo Purisol possui alta solubilidade para H₂S, e seletividade para H₂S e CO₂, mas não é capaz de absorver COS. O processo Purisol não possui alta participação de mercado e somente 10 plantas se encontram em operação. Atualmente, plantas Purisol não são mais vendidas como unidades *stand-alone*, mas somente em conjunto de um processo integrado de purificação de gás natural, onde a planta opera em capacidades de somente 2.000 Nm³/h (Lurgi 2010).

O processo de absorção pode ser realizado entre – 15°C e a temperatura ambiente. O NMP possui uma pressão de vapor relativamente alta, o que pode levar à necessidade da adição de um processo de lavagem das correntes do *off-gas* para a recuperação do solvente. Isto geralmente pode ser evitado, quando o processo é operado em temperaturas abaixo da temperatura de ambiente (Burr & Lyddon 2008). Como metanol, o NMP exige um sistema de refrigeração, e arca, assim, com um custo operacional adicional.

c) Carbonato de Propileno

Carbonato de propileno (PC) foi introduzido como solvente físico pela Fluor Daniels em 1960. O processo é utilizado comercialmente em unidades para a purificação de gás natural e gás de síntese para a produção de amônia e hidrogênio e é vendido como Jeffsol® PC (Burr & Lyddon 2008).

O processo é operado a temperaturas baixas, entre -18°C e 65°C. O solvente possui menos seletividade que os outros solventes mencionados anteriormente e é

instável a temperaturas acima de 93°C (Bucklin & R.L. Schendel 1984). O processo é tipicamente utilizado em processos onde a corrente de gás possui teores de enxofre abaixo de 20 ppmv (Burr & Lyddon 2008).

O solvente PC também possui baixa solubilidade para o hidrogênio, o que permite uma taxa de circulação do solvente menor e, portanto, um menor consumo de energia (Bucklin & R.L. Schendel 1984). A redução da temperatura da corrente de gás até -18°C aumenta a capacidade absorção de gases ácidos do solvente, o que também leva à diminuição das taxas de circulação do solvente e a custos menores. Outra vantagem deste solvente a baixas temperaturas é que sua viscosidade não aumenta significativamente e a transferência de massa não é afetada.

d) N-Formil Morfolina

O desenvolvimento de N-Formil-Morfolina (NFM) como solvente físico teve seu início em 1972, quando foi iniciado um projeto em que foram analisadas as propriedades de 108 substâncias e o NFM foi identificado como melhor candidato (Leppin et al. 2007). Devido ao hiato no setor de gasificação durante os anos 1980 e 1990, o desenvolvimento e a comercialização foram atrasados.

Em 1996, a Uhde GmbH e a GTI assinaram um acordo sobre a colaboração no desenvolvimento e na comercialização de um solvente contendo N-formil morfolina e N-acetil morfolina. Em 2002, a primeira planta de escala comercial iniciou sua operação em Kwoen, Canadá, que foi expandida em 2007. O processo é licenciado pela Uhde GmbH sob o nome Morphysorb® (Leppin et al. 2007).

O processo Morphysorb remove gases ácidos com altas concentrações (de 25 a 65 % v/v), a pressões de 35 a 80 bar (Palla & A. Lee 2009) e a temperaturas entre 30 e 45°C. Devido à alta seletividade do solvente, o processo Morphysorb consegue produzir correntes de gás ácido aptos para plantas Claus, mesmo que a corrente de gás contenha um alto teor de CO₂. O solvente oferece a possibilidade de ser regenerado parcial ou completamente sob pressão, o que significa uma vantagem quando os gases ácidos são subsequentemente tratados sob pressão (Palla & A. Lee 2009).

e) Outros solventes

Na literatura (Kohl & Nielsen 1997; Bucklin & R.L. Schendel 1984) são mencionados mais dois processos que foram patenteados para o adoçamento de gás, o processo Etsolvan, comercializado pela Uhde GmbH e o IFP, além do processo Sepasolv da BASF. O processo Etsolvan se baseia em tri-n-butil fosfato (TBP) e apresenta uma solubilidade relativamente baixa para CO₂. Portanto, este processo não foi aplicado para a remoção de CO₂ (Bucklin & R.L. Schendel 1984).

O processo Sepasolv se baseia em metil-isopropil-éter de poli-etileno-glicol. Este processo foi utilizado em plantas de remoção seletiva de H₂S, mas não alcançou a uma alta penetração no mercado, provavelmente devido seu elevado consumo de energia, na ordem de 2,3 kWh/kg CO₂ (Moritz 2004).

f) Solventes híbridos

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

O processo Sulfinol foi desenvolvido pela Shell especialmente para o tratamento de grandes quantidades de gás a pressões elevadas. O solvente é composto de Sulfolane, DIPA ou MDEA e água. No processo Sulfinol, a carga de soluto é maior e a energia para a regeneração do solvente é menor do que ocorre com os solventes químicos, como a própria MDEA. Amplas faixas de pressões e temperaturas podem ser consideradas. Atualmente existem mais de 200 plantas Sulfinol em operação, que possuem capacidade de até 1.300.000 Nm³/h (Jacobs 2010).

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

6.3.2. Processos Alternativos de Captura em Pré-combustão

Como a etapa de separação do CO_2 ocorre a pressões relativamente elevadas, a pré-combustão apresenta um grande potencial para a aplicação de outros processos de separação, como membranas e adsorção. Membranas e materiais adsorbentes para purificação de hidrogênio já são amplamente estudados e já possuem aplicação comercial (Linde, 2011).

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

Pode-se citar como exemplo o desenvolvimento de um reator de membrana cerâmica e carbonato. A membrana, constituída de uma fase de inorgânica porosa e de outra fase de carbonato, é capaz de conduzir íons de CO_3^{2-} rapidamente (NETL/DOE, 2011), promovendo a separação do CO_2 do restante do gás de síntese. Ao integrar esta membrana a um reator de Shift, é possível esperar uma grande redução da penalidade energética da pré-combustão. No entanto, a aplicação comercial de reatores de membrana não deverá ocorrer no curto a médio prazo.

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

Entretanto, não são apenas as membranas que podem ser acopladas a reatores. O URS Group e a Universidade de Illinois (NETL/DOE, 2011) estão

desenvolvendo um sistema que combina o reator de WGS com um adsorvente, da mesma forma que os reatores de membrana. O objetivo do estudo é produzir um adsorvente seco capaz de remover pelo menos 90% do CO₂ a temperaturas altas. As vantagens deste sistema seriam as mesmas de um reator de membranas.

A adsorção também apresenta um grande potencial de ser aplicada à pré-combustão, mesmo se não for acoplada a reatores. Sistemas de PSA para purificação de hidrogênio atualmente já possuem aplicação comercial, principalmente em refinarias. No entanto, os processos atuais ainda não são capazes de gerar uma corrente concentrada no *off-gas*, que contém o CO₂ adsorvido no leito. Desta forma, os esforços atuais se baseiam em sistemas de adsorção que permitem gerar uma corrente pura de CO₂. Estes processos já foram discutidos no capítulo 4.

6.3.3.Integração Energética

Com a perspectiva de melhorar o desempenho de uma usina térmica, seja pelo aumento de eficiência ou pela redução de custos, diversas opções de integração de massa e energia podem ser analisadas. No entanto, para isso, deve-se analisar a planta como um todo, de forma a melhorar a integração entre todas as unidades, seja de fluxos mássicos, como água e ar, seja pela recuperação de calor para aquecimento ou geração de vapor.

A princípio, o conceito básico do Ciclo Combinado, como ocorre no IGCC, parte da premissa de recuperação de calor do exausto da turbina a gás, de forma a gerar vapor que é encaminhado a uma turbina a vapor. Apesar de ser a premissa elementar do processo, ainda existem formas de promover um melhor gerenciamento e aproveitamento dos fluxos de massa e energia nas unidades, além de uma redução do consumo de utilidades, como ar, água de caldeira e água de resfriamento.

A integração energética é amplamente estudada pela engenharia de processos há anos, e tem sido implementada com sucesso principalmente em refinarias, no Brasil e ao redor do mundo (Szklo e Uller, 2008), apesar de ainda representar um potencial de conservação de energia também em usinas termoeletricas.

Pode-se citar como exemplos de formas de se promover a redução do consumo energético de uma usina: a utilização de calor de exausto de baixa qualidade para pré-aquecimento de cargas, ou em ciclos de refrigeração por absorção; técnicas *Pinch*¹⁸ de integração energética; isolamento adequado de tubulações e equipamentos que promovem a condução de calor; entre outras.

Especificamente para a tecnologia IGCC, Shell ou GE, foram identificadas três possibilidades de integração energética, de forma a aumentar a eficiência, a potência gerada e/ou reduzir os custos do processo.

a) Gasificador Shell e HRSG

Como já foi descrito anteriormente, a temperatura do gasificador da Shell é controlada parcialmente pela injeção de um *quench* de gás já resfriado e pela remoção de parte do calor de reação pela geração de vapor de média pressão nas paredes de membranas do reator. Em seguida, o gás é resfriado nos *Syngas Coolers*, que também promove a geração de vapor de média ou alta pressão. O projeto do reator SCGP e dos resfriadores de *syngas*, localizados no centro da ilha de gasificação, são os itens mais importantes de toda planta IGCC, e estão ilustrados na Figura 6-61, que mostra também as correntes de vapor gerados na ilha de gasificação.

¹⁸ A metodologia de estrangulamento térmico, ou *Pinch*, se baseia na otimização de uma rede de trocadores de calor, promovendo o melhor aproveitamento entre diversas fontes de calor no sistema. A técnica necessita a identificação das correntes quentes, que necessitam sofrer resfriamento, e das correntes frias, que necessitam aquecimento. Este método garante também a redução do consumo de utilidades, seja para aquecimento (vapor) ou para resfriamento (água de resfriamento).

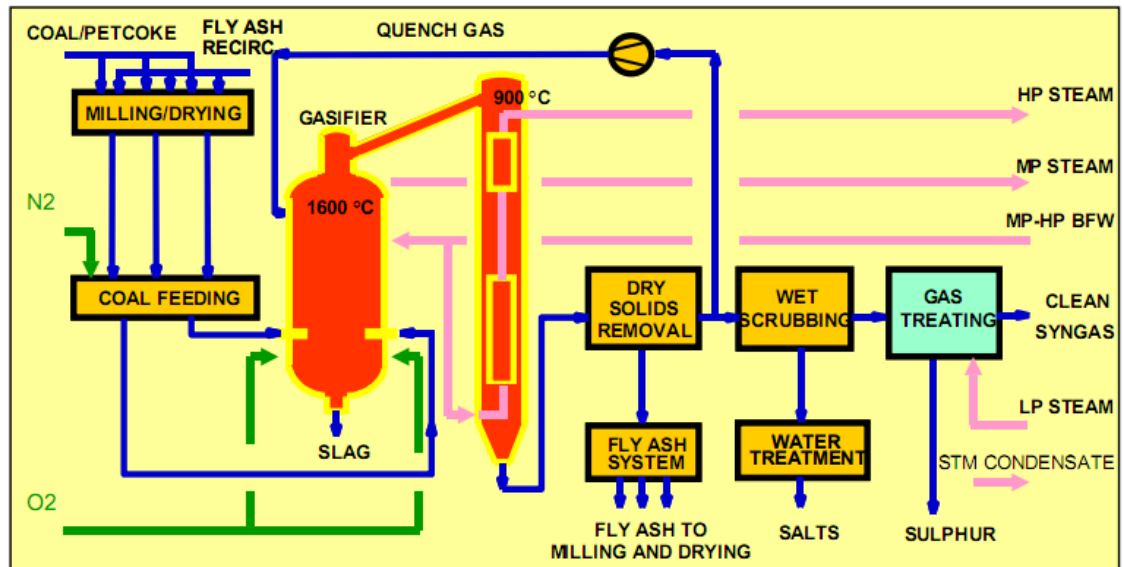


Figura 6-61 - Diagrama de correntes da ilha de gasificação Shell

Fonte: Ploeg et al, 2004

Ploeg et al (2004) estudaram a geração de vapor na ilha de gasificação da Shell, comparando dois tipos de vapor: alta pressão (12,5 MPa) e média pressão (5,0 MPa). Em seu estudo foi utilizada uma mistura de carvão (*Power River Basin*) e coque de petróleo, a uma pressão de 3,5-4,0 MPa, com o vapor de pressão média gerado na parede de membrana, a 5,0 MPa. As correntes de vapor geradas são encaminhadas para superaquecimento no recuperador de calor (HRSR).

O gás de *quench* é o próprio gás de síntese, já resfriado a 200 °C, e a temperatura do resfriamento por contato foi considerada em 900 °C. Os autores afirmam que o *quench* de alta temperatura favorece a recuperação de vapor de alta pressão (Ploeg et al, 2004). A *cold gas efficiency* se mostrou relativamente constante para variações da carga, na faixa de 81 a 83%, baseada no poder calorífico inferior. O gás de síntese gerado continha menos de 2% em volume de CO₂ e o poder calorífico variou entre 11,5 e 12,3 MJ/kg.

A pressão do vapor gerado na parede de membrana foi fixada em 5,0 MPa, gerando cerca de 0,1 a 0,2 kg de vapor por kg de gás de síntese gerado (Ploeg et al, 2004). Este vapor pode ser encaminhado para superaquecimento diretamente no recuperador de calor (HRSR), onde sua pressão é reduzida até cerca de 3,0 MPa. Além disso, este vapor pode ser consumido diretamente no gasificador, como moderador.

O mesmo estudo também verificou a possibilidade de geração de vapor de pressão alta, a 12,5 MPa. Neste caso, a quantidade de vapor gerado foi alterada, para valores entre 2,3 e 3,0 kg de vapor de alta por kg de gás de síntese gerado. A variação de geração entre vapor de alta e média pode ser otimizada para cada projeto. Em ambos os casos, vapor de alta pressão é produzido nos trocadores de syngas, após o resfriamento por contato. O aumento na pressão do vapor gerado provocaria um custo adicional, pois seriam necessárias ligas superiores às tradicionais de aço Cromo-Molibdênio (Co-Mo) utilizadas, devido ao limite de serviço deste material.

O projeto IGCC com geração de vapor de alta pressão promove um aumento na eficiência de cerca de 1,5%, comparando o caso de 12,5 MPa com o de 5,0 MPa. Esse valor pode chegar a 2,5%, comparando com pressões de 18,0 Mpa. (Ploeg et al, 2004). O caso de vapor a 12,5 MPa corresponderia a um HRSG de 3 estágios de pressão, enquanto que o caso de 5,0 MPa resultaria em um HRSG de 2 estágios e, simultaneamente, uma menor pressão de entrada na turbina a vapor. Devido a uma redução de área de troca térmica de cerca de 20%, o HRSG de 2 estágios é consideravelmente mais barato.

O resultado do estudo mostra que o investimento total é reduzido em cerca de 5 a 6% no caso de menor pressão, devido ao sistema mais simples de *syngas cooler* e do HRSG. Para uma usina de 800 MW usando carvão PRB, o investimento estimado por este estudo foi de 1180 \$/kW para o sistema de alta pressão (12,5 MPa) e 1110 \$/kW para o sistema de média pressão (5,0 MPa).

b) ASU e Turbina a Gás

Outra forma de integração identificada para sistemas IGCC que utilizam oxigênio como oxidante ao invés de ar é a possibilidade de integração da unidade de separação de ar (ASU) com o compressor de ar na turbina a gás. Além de fornecer o oxigênio à gasificação, a ASU pode fornecer também nitrogênio para diluição do gás de síntese na câmara de combustão, reduzindo a temperatura e consequentemente a formação de NO_x no exausto da turbina. A integração pode ocorrer, de forma geral, de três formas:

1) Integração Total

Nesta opção, todo o ar necessário pela ASU é suprido pelo compressor de ar da turbina a gás (GT). Na Figura 6-62 é possível verificar o diagrama desta configuração. A maior dificuldade deste sistema ocorre no controle da ASU, quando o compressor opera em carga parcial.

Um aumento da potência gerada na turbina promove um aumento da pressão de descarga do compressor, fornecendo um ar com uma pressão elevada à ASU, o que causaria um aumento da temperatura de ebulição das correntes líquidas da ASU. Desta forma, os líquidos na coluna estariam sub-resfriados e a vazão das correntes de vapor diminuiria. Em contrapartida, uma vazão maior de nitrogênio para diluição se tornaria necessária na câmara de combustão para reduzir a temperatura e ao mesmo tempo garantir o aumento da vazão mássica na turbina, de forma a manter o aumento da potência.

No caso oposto, em que a carga na turbina é reduzida, a pressão do ar que segue para a ASU é reduzida, promovendo um excesso de vazão de correntes gasosas, contrapondo uma menor necessidade de oxigênio na gasificação. A forma mais adequada de promover a integração total de forma a evitar problemas operacionais seria controlar a pressão, de forma a reduzir a pressão do ar fornecido pelo compressor até o valor de projeto da unidade de separação criogênica (EU-FP7, 2010). Esta opção pode ser feita via válvulas de controle ou pela geração de energia complementar em turbinas de expansão.

Outra inconveniência operacional da integração total ocorre na partida da planta. De forma a iniciar a sequência de operação da ASU e da ilha de gasificação, se torna necessário a partida da turbina a gás com outro combustível, como gás natural, ou um compressor de ar complementar, de *start-up*, de forma a promover a carga de ar inicial para estas unidades.

2) Integração Parcial

Nesta configuração apenas parte da quantidade de ar necessária pela ASU é fornecida pelo compressor de ar da turbina. A quantidade fornecida pela extração da GT pode variar com as considerações atmosféricas ou de projeto. No entanto, de

forma a garantir a alimentação de ar um compressor secundário promoveria ou a quantidade de ar necessária para a partida da unidade ou procuraria complementar a corrente de ar vinda da GT. O sistema de integração parcial também pode ser observado na Figura 6-62. De forma geral, as plantas com integração parcial adotam que 50% da capacidade da ASU é fornecida pela extração do compressor da GT (EU-FP7, 2010), sendo o restante fornecido por um compressor secundário.

É importante ressaltar que a configuração ótima deste sistema é característica de cada projeto, devido às variações de operação e das condições atmosféricas, como temperatura e umidade do ar. De qualquer forma, esta configuração garante que o sistema de turbina a gás seja iniciado após a ASU e a unidade de gasificação.

3) Sem integração

A opção de não promover a integração entre a GT e a ASU é relevante, quando o projeto original não considerou esta possibilidade, promovendo uma limitação dos próprios equipamentos, ou em situações em que parte do fluxo de ar já é utilizada para promover resfriamento na turbina. Como o desenvolvimento recente de turbinas a gás permite margens crescentes de combustível nas condições padronizadas, a limitação de injeção do nitrogênio como diluente possui uma dependência com as condições atmosféricas (EU-FP7, 2010).

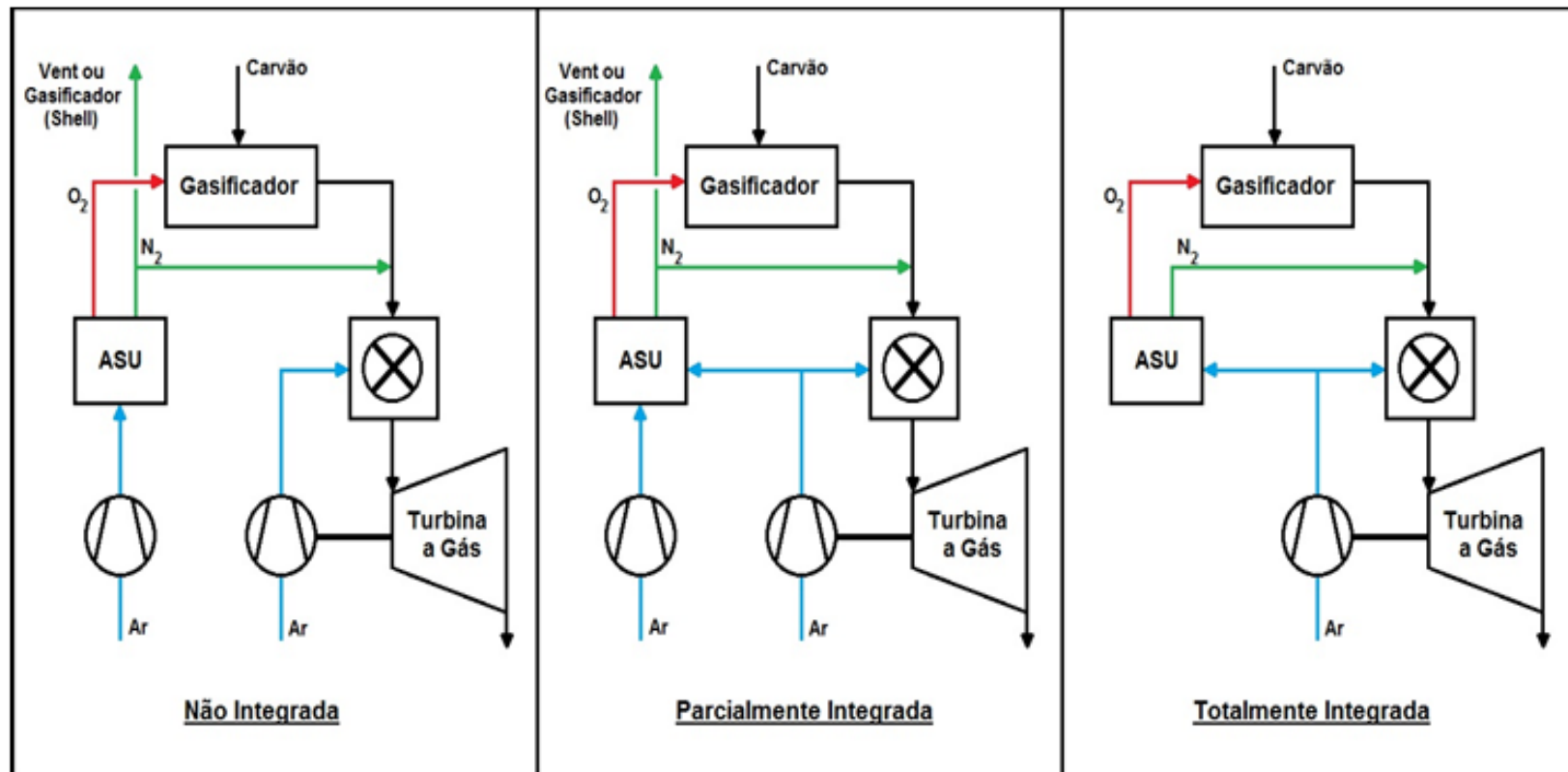


Figura 6-62 - Integrações entre ASU e a Turbina a Gás

Fonte: Adaptado de Soares, 2008

O projeto de integração envolve um *trade-off* entre a eficiência da planta, custo de investimento, disponibilidade (e mesmo flexibilidade operativa) e limitações físicas dos equipamentos. A otimização do projeto deve considerar cuidadosamente a definição do modelo de turbina a gás a ser utilizado. Além de provocar as limitações à capacidade de integração, é o componente responsável pela maior geração de potência da planta, além de produzir o gás de exaustão, cujo calor será recuperado pela geração de vapor que, dependendo do sistema de gasificação e resfriamento de gás de síntese, pode representar aproximadamente mais da metade de todo vapor de alta pressão que será encaminhada à turbina a vapor (Geosits e Schmoie, 2005). Devido à interdependência entre as unidades de uma planta integrada, os sistemas IGCC que desejam considerar as opções de integração devem promover um projeto em conjunto com os fornecedores dos modelos de gasificadores, turbinas e plantas ASU.

De forma geral, a quantidade de ar requerida pela ASU é de cerca de 20 a 25% da capacidade do compressor de ar da GT. Como foi mencionada anteriormente uma extração, parcial ou total, do ar comprimido neste compressor pode suprir as necessidades da ASU, de forma a integrar o sistema. O nível de integração, ou fração de extração, é definido como a percentagem do total demandado pela ASU que é fornecido pela GT. Mesmo em casos onde a integração é de 0%, a planta pode se beneficiar do nitrogênio da ASU para redução de NO_x na turbina (Maurstad, 2005).

Como o ar disponível pela GT normalmente se encontra a uma pressão mais alta do que aquela necessária em uma ASU convencional, a integração pode ser feita de forma mais eficiente ao se utilizar uma ASU de pressão elevada. Como o nitrogênio gerado se encontra a uma pressão acima da atmosférica, pode-se utilizá-lo diretamente na GT para redução de NO_x e aumento de potência, sem a necessidade de gastos adicionais de energia na compressão.

Nitrogênio a baixa pressão também pode possuir utilidade na unidade, ao resfriar a corrente de ar do compressor da GT. O nitrogênio deve, inicialmente, ser saturado com água para então ser encaminhado à entrada do compressor, reduzindo a temperatura do ar e aumentando a vazão mássica de ar no compressor. O nitrogênio de baixa pressão necessário para resfriamento do ar pode ser gerado pela expansão do nitrogênio de alta pressão.

Nitrogênio, vapor e/ou dióxido de carbono podem ser utilizados como diluentes para controle de NO_x . O diluente deve estar nas condições especificadas pelo fornecedor da turbina a gás. Atualmente, a maioria dos projetos se foca na utilização de nitrogênio e na adição de vapor, pois permite a minimização do consumo de água e perda de calor de baixa qualidade (Geosits e Schmoe, 2005).

O relatório do MIT (Maurstad, 2005) apresenta um estudo do impacto do nível de integração entre a GT e a ASU. Deve-se destacar que o autor enfatiza que os resultados apresentados na Figura 6-63 são específicos para este estudo, assim com os resultados numéricos. Neste estudo foram consideradas duas turbinas GE 9FA com potência máxima de 286 MW cada, e foi considerado que todo o nitrogênio disponível na ASU é utilizado na GT para redução de NO_x .

A Figura 6-63 mostra que a potência gerada nas turbinas é constante (572 MW) até a integração até 46,2 %, enquanto que acima deste valor a potência diminui linearmente para valores maiores de integração. Até 46,2 % o compressor consegue evitar o *surge*, ao purgar parte do ar de saída para a ASU. No entanto, em níveis menores de integração a quantidade de ar para a ASU é menor, de forma que a vazão é reduzida pelo ajuste das IGV (*"Inlet Guide Vanes"*, ou palhetas diretrizes), mantendo o necessário para garantir a potência máxima da turbina. Em níveis superiores a 46,2 %, o uso das IGV não é mais necessário, pois a quantidade de ar enviado para a ASU é muito grande, de forma que a potência na turbina é reduzida (Maurstad, 2005).

A potência líquida máxima também se encontra em 46,2% de integração, pois conforme o nível de integração aumenta, a potência da GT é constante, enquanto que a potência necessária pela ASU diminui. Em níveis superiores, a potência gerada na GT decresce mais rapidamente que a potência auxiliar é economizada na ASU, resultado em uma potência líquida decrescente.

Na Figura 6-63 também se encontra a eficiência de conversão do gás de síntese em potência líquida. Como pode ser observada, a eficiência cresce com o aumento da integração, resultando em uma eficiência máxima na integração total, sendo o crescimento é mais acentuado em integrações acima de 46,2%. Na região inferior, existe um aumento de potência líquida, mas o consumo de gás de síntese na turbina também aumentou (a maior vazão mássica na turbina demanda mais gás de síntese

para manter a temperatura de entrada na turbina constante). Na região superior, apesar de a potência líquida se reduzir, o consumo de gás de síntese é reduzido ainda mais, gerando a inclinação mais acentuada (Maurstad, 2005).

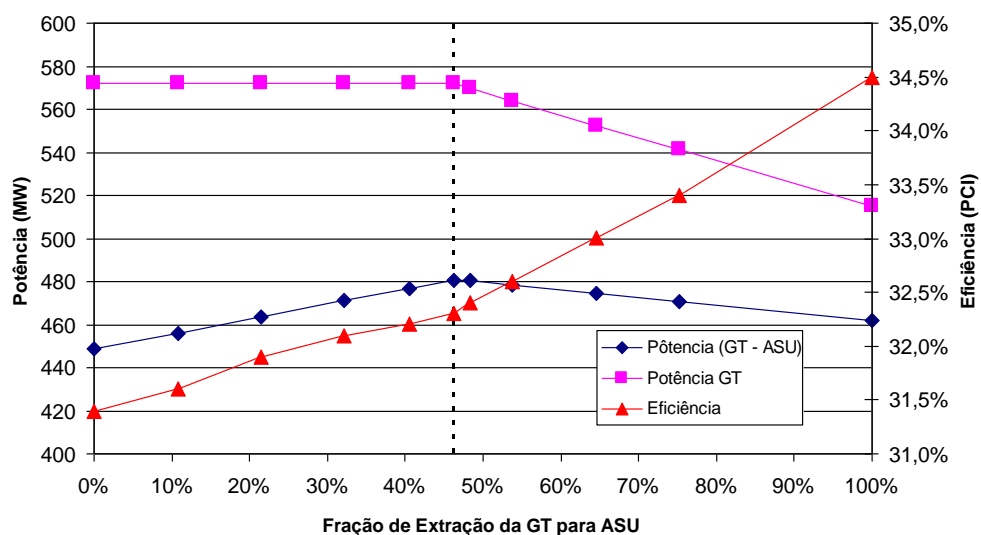


Figura 6-63 - Influência da extração de ar na potência e eficiência

Fonte: Adaptado de Maurstad, 2005

Logo, podemos concluir:

- A eficiência máxima se encontra na integração total, principalmente pela economia de energia, ao se utilizar o compressor mais eficiente da GT ao invés de um compressor menor, e menos eficiente, na ASU;
- A potência máxima se encontra no ponto em que a purga do compressor da GT para a ASU é suficiente para evitar o *surge*. A partir deste ponto, a redução de potência gerada na GT é maior que a redução no consumo de energia na ASU.

c) *Quench* e Reator de *Shift*

A última forma de integração identificada para plantas IGCC diz respeito à redução do custo, ao se implantar uma planta de captura de CO₂. Como foi detalhado anteriormente, uma etapa essencial do processo de captura é a reação de *Shift*, que

converte o monóxido de carbono em dióxido de carbono, gerando mais hidrogênio pelo consumo de água.

Uma das principais características que diferenciam os gasificadores da Shell e GE diz respeito à forma como a carga é alimentada (*dry-fed* ou *slurry-fed*). Além disso, a escolha do sistema de resfriamento também deve ser cuidadosamente considerada na elaboração do projeto de uma planta. A combinação entre as possibilidades de arranjo destas tecnologias geram um gás de síntese cujo teor de água pode variar de 3 a 60% molar. Como foi apresentado anteriormente, os modelos de resfriamento por contato com água, ou *Quench* à água, geram um gás com os maiores teores de vapor.

Como já discutido, os modelos *Quench* geram um gás com razão de vapor maior, portanto necessitam menor aporte de vapor. O modelo com *syngas cooler* da Shell, que além do resfriador é um sistema *dry-fed*, gera um gás que necessita de uma vazão quase seis vezes maior de vapor. O mesmo modelo da GE, por ser um sistema *slurry-fed*, possui um teor de água maior que o Shell, mesmo que inferior aos modelos *Quench*.

Além disso, a GE possui a vantagem de poder reutilizar a água condensada após a etapa de Shift no preparo do *slurry*, o que representa uma economia em tratamento que a Shell não permite.

Portanto, a escolha do fornecedor, assim como do sistema de resfriamento mais adequado, deve ser cuidadosamente considerada na elaboração do projeto conceitual da planta. Principalmente considerando um futuro interesse na instalação de uma planta de captura, pois a escolha indevida pode provocar uma redução de eficiência e aumento do consumo de água muito grandes.

6.4. Perfil de Aprendizagem das Plantas PC com Pré-Combustão

Assim como nos capítulos anteriores (4 e 5), esta seção consiste na análise do perfil de aprendizagem das tecnologias envolvidas na captura em pré-combustão. Devem-se destacar inicialmente duas considerações: Primeiro, algumas das análises efetuadas anteriormente, como, por exemplo, o perfil de aprendizagem para as

unidades de separação de ar, serão aproveitadas por fazerem parte do escopo do IGCC.

Outra consideração é que não foram encontrados na literatura dados suficientes para elaborar o perfil de aprendizagem específico para os processos de absorção física neste trabalho, de forma a comparar com valores da literatura. No relatório da IEA GHG (2006) são apresentadas estimativas de valores de LR para o processo Selexol, tanto para o custo de capital quanto para o custo de O&M. O estudo indica ainda valores mínimos e máximos para as LR. Os valores apresentados podem ser verificados na tabela a seguir.

Tabela 6-22 - Valores de LR para o processo Selexol

Parâmetro	Learning Rate		
	Nominal	Mínimo	Máximo
Investimento	12%	6%	18%
O&M	22%	10%	30%

Fonte: adaptado de IEA GHG, 2006

Interessante notar que o estudo aplica os mesmos LR esperados pela absorção química para a absorção física. É questionável se a absorção física apresentará um LR equivalente ao da absorção química, pois os processos convencionais de absorção física já estão mais próximos do limite termodinâmico. A absorção química ainda possui um grande afastamento do limite mínimo e, como foi visto no capítulo 4, diversos avanços recentes possibilitariam alcançar valores menos para o consumo energético. O mesmo não pode ser dito, a princípio, para a absorção física. No entanto, como único dado consistente encontrado na literatura, ele será considerado deste ponto em diante.

6.5. Plantas *Ready* e o Retrofitting da Pré-Combustão

Diferentemente das seções 4.5 e 5.5, esta seção não apresentará uma descrição detalhada das modificações essenciais e das modificações adicionais para tornar uma planta *ready*. De fato, esta dissertação considera que uma planta IGCC, a

princípio, já seria uma possível planta ready em relação à planta convencional de carvão pulverizado.

Além disso, para o IGCC ainda existem diversas incertezas tecnológicas no sentido em que não há uma tecnologia padronizada para considerar como uma planta base, ou "*não-ready*". Portanto, esta seção servirá para discutir alguns aspectos do retrofitting da pré-combustão e algumas considerações adicionais em relação a modificações possíveis no projeto de uma planta IGCC de forma a torná-la "*mais ready*".

Apesar de o futuro do IGCC no cenário energético internacional ainda ser incerto, grande parte da literatura sobre "*capture ready*", principalmente nos Estados Unidos, está associada ao estudo do IGCC. A premissa destes estudos é que a captura não pode ser adaptada para outros tipos de usina, como a pós-combustão, ou que nenhuma ação pode de fato transformar estas usinas de combustão completamente "*ready*" (IEA 2007).

A partir de uma tecnologia bem definida, com aplicação comercial e crescente penetração no mercado internacional, procuraremos definir que conjuntos de atividades e investimentos poderiam de alguma forma facilitar o processo de implantação de uma unidade de captura. Esta adaptação pode ser básica, como planejamento de espaço adicional disponível e adequação tecnológica, mas também existem determinadas decisões de projeto que podem reduzir o custo ou as penalidades causadas pela unidade de captura (IEA, 2007; Lucquiaud e Gibbins; 2011).

Vale ressaltar que na análise a seguir, não serão discutidos as implicações referentes às etapas de transporte e armazenamento do dióxido de carbono. Logo, a análise só levará em consideração as implicações da instalação da unidade de captura de carbono na própria usina de IGCC.

Primeiramente, precisamos definir o que constitui uma unidade IGCC "padrão", que será considerada como projeto base. Portanto, esta planta não possuirá nenhum investimento adicional além dos mínimos necessários pelo próprio processo, que pode variar conforme o licenciador e o modelo.

As unidades básicas do IGCC incluem: a ilha de gasificação, a ASU (*Air Separation Unit*), o resfriamento do gás, o reator de hidrólise, a unidade de remoção

de enxofre (Selexol), a unidade de recuperação de enxofre (Claus), a turbina a gás, o HRSG (*Heat Recovery Steam Generator*) e, por fim, a turbina a vapor.

De forma simplificada, para se construir uma usina IGCC com captura deve-se primeiro substituir o Reator de Hidrólise por uma etapa de Reatores de Shift, adicionar a unidade de captura (por exemplo, o Selexol de dois estágios) e uma unidade de compressão do CO₂ removido. A Figura 6-64 possui na parte superior um diagrama da planta base de IGCC, sem captura e sem pré-investimentos, e na parte inferior o diagrama desta planta com o retrofitting para a captura.

É importante destacar, mais uma vez, a diferença entre analisar o *retrofitting* e os estudos que comparam uma usina com captura e sem captura, mas consideram uma usina nova (Lucquiaud e Gibbins, 2011; NETL/DOE, 2007). Estes últimos consideram uma usina "do zero", de forma que os equipamentos (como o HRSG, a turbina a vapor e turbina a gás) são projetados da forma adequada para cada caso específico. Ou seja, o projeto da planta é otimizada para produzir eletricidade sem captura de carbono ou para produzir eletricidade com determinada captura de carbono (EPRI, 2004).

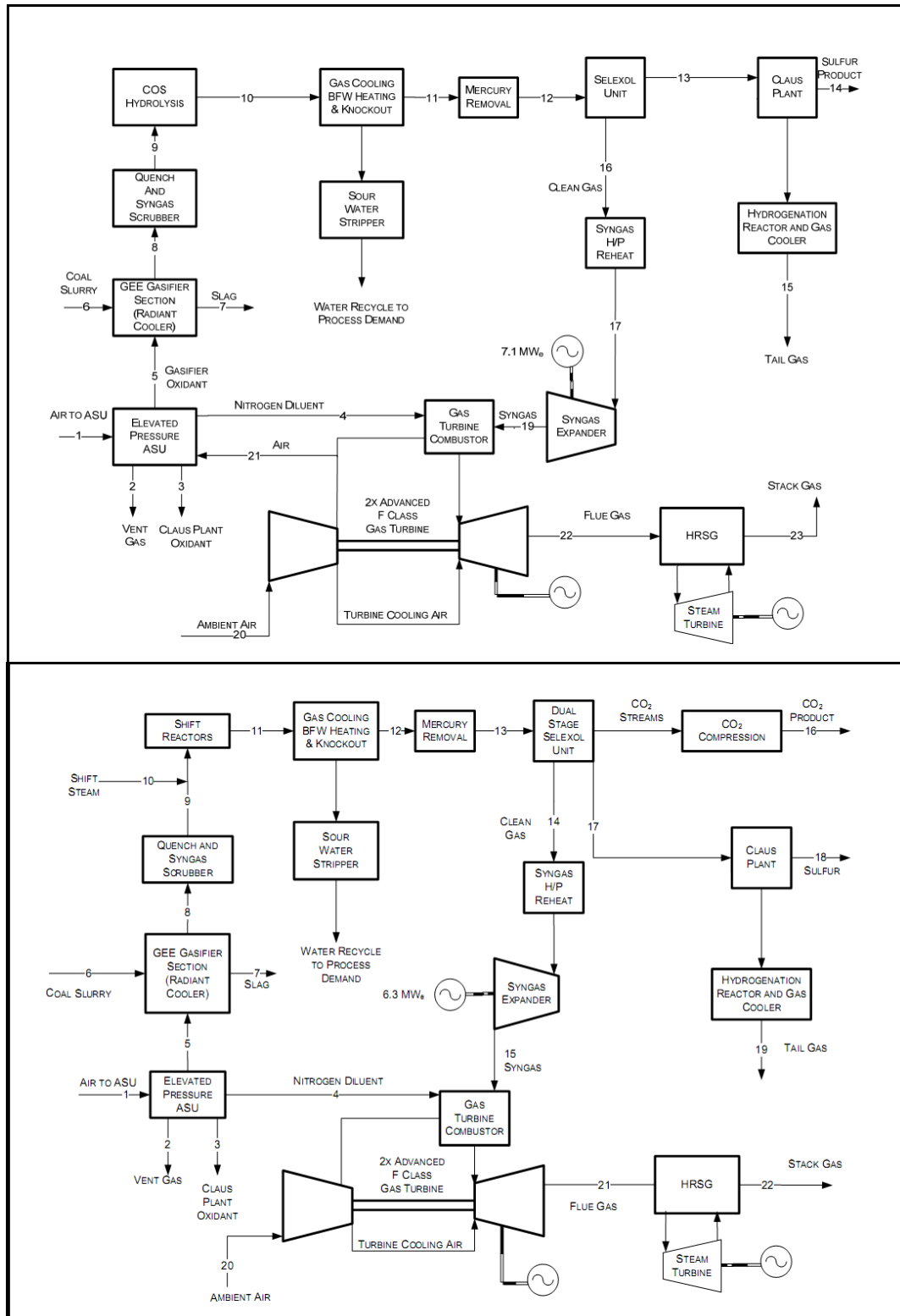


Figura 6-64: Fluxograma de uma planta IGCC sem e com captura

Fonte: Adaptado de Phillips, 2004 e DOE/NETL, 2007

No entanto, ao analisar o *retrofitting* deve-se ter em mente que o projeto da usina já está definido, assim como seus equipamentos e limitações operacionais. Desta forma, ao se adicionar uma nova etapa como a captura, as penalidades energéticas e os custos associados à sua construção podem variar significativamente.

Por exemplo, podemos citar que a transição para a captura exige extensas modificações na usina, especialmente para a seção de tratamento de gás e aos sistemas de recuperação de calor. Devido às diferentes exigências em relação ao consumo de vapor, é improvável que o mesmo HRSG poderia ser empregado. Também é provável que a turbina a vapor inicial também devesse ser modificada, substituída, ou uma nova turbina deverá ser acrescentada (Phillips 2004).

Outros efeitos do retrofitting da captura sobre uma usina IGCC podem ser citados, como:

- Redução da eficiência da planta;
- Redução da geração de energia na ilha de potência;
- O efeito na ASU, devido à maior necessidade de oxigênio;
- Rendimento da Turbina a Gás, que passa a receber uma quantidade de gás inferior ao valor de projeto;
- Limite operacional da Turbina a Gás, que passa a trabalhar com uma corrente mais rica em hidrogênio;
- Maior consumo de água, entre outros.

Como foi mencionado anteriormente, uma planta *ready* tem como um de seus objetivos facilitar a transição da planta de seu estado sem captura para um estado futuro, onde a captura deverá fazer parte do projeto. Também já foi abordado que a definição de plantas "*capture ready*" não está bem definida atualmente, e sua evolução nos próximos anos é alvo de muita especulação.

As exigências mínimas para que uma planta se qualifique como *ready* podem permanecer em um limiar simplificado, o que incluiria, por exemplo, a disponibilização de área adicional no terreno da planta e comprovação de que a tecnologia considerada está apta para futura adaptação à captura.

No entanto, outros critérios podem ser utilizados pelos investidores, como por exemplos a seleção de tecnologias e equipamentos que permitam:

- a redução dos custos do retrofitting;
- a redução das penalidades energéticas da captura;
- maior flexibilidade operacional;
- vantagens econômicas de longo prazo;

Foram encontradas na literatura algumas possibilidades de curto prazo que ainda não foram suficientemente discutidas e poderiam fornecer uma efetiva adaptação do processo de IGCC para a futura instalação de uma unidade de captura.

a) Pré-Investimento no Reator de Shift

A primeira opção é a utilização de um Reator de Shift na planta original, ao invés do Reator de Hidrólise (Phillips, 2004). Importante lembrar que o catalisador do Reator de Shift também é capaz de realizar a hidrólise do sulfeto de carbonila (Grol, 2009). Portanto, é possível reduzir o custo do retrofitting da captura, pois pelo menos um Reator de Shift já está instalado no processo.

Outra vantagem desta configuração é que a reação de Shift é exotérmica, de forma que uma quantidade maior de vapor de alta pressão pode ser gerada pela recuperação de calor da corrente de saída (Phillips 2004). No entanto, ao se promover a reação de Shift, as frações de hidrogênio e dióxido de carbono no gás de síntese aumentarão, o que pode afetar o perfil de combustão na turbina a gás. Este problema pode ser contornado por um ajuste na turbina ou uma seleção do equipamento adequada para esta configuração.

b) Pré-Investimento no Gasificador

A outra opção encontrada está baseada no fato de que, ao se instalar a captura, parte da energia química do gás de síntese é transformada em calor pela reação de Shift. Além disso, o dióxido de carbono será separado em seguida. Logo, não deverá haver gás de síntese suficiente para manter a turbina a gás originalmente projetada em sua carga máxima (Lucquiaud e Gibbins 2011; Phillips, 2004).

Uma forma encontrada para facilmente contornar esta penalidade é realizar o pré-investimento em um gasificador superdimensionado na planta original. Antes do *retrofitting*, o gasificador pode operar com capacidade ociosa. Uma vez que a captura esteja operacional, a turbina a gás continuará recebendo sua carga máxima.

A principal desvantagem desta configuração é que o gasificador é um dos equipamentos mais caros do IGCC, cuja operação afeta todas as unidades a jusante. Assim, este sobreinvestimento em relação à planta base pode estar associado a um maior risco financeiro, apesar de reduzir as penalidades de geração com a captura.

c) Seleção pelo Resfriamento por Contato Direto (*Quench*)

Como já foi explicado nos relatórios anteriores, o resfriamento por quench a água possui vantagem comparativa aos syngas coolers, por aumentar o teor de água no gás de síntese, o que reduziria a necessidade de injeção de vapor para a etapa de Shift, reduzindo a penalidade energética da captura (Bohm et al. 2007).

Como também já foi abordado, o modelo de resfriamento por *Quench* é o modelo mais barato de gasificador. Uma desvantagem deste modelo, no entanto, é que ele possui uma eficiência menor, devido à redução da *cold-gas efficiency*. Desta forma, enquanto a planta operar sem a captura, ela estará operando de forma menos eficiente, o que pode não se mostrar economicamente mais adequado.

7. Análises Financeiras

7.1. Dados Básicos e Elaboração dos Casos

Nesta seção serão apresentados os dados utilizados nas duas primeiras análises financeiras a serem estudadas, a Básica e a Dinâmica. Isso inclui a definição das opções de investimento, os dados de custo e performance destas opções, a determinação da taxa de desconto a ser utilizada, período de análise e as funções de aprendizagem.

Inicialmente, foi feita uma extensa revisão de dados da literatura em relação a custos de plantas termoelétricas, com ou sem captura. Dois aspectos devem ser levados em consideração antes de elaborar os casos. Primeiro, os diversos estudos revisados variam não só em uma questão temporal, isto é, o ano em que foram realizados, como também em uma questão regional.

Além de dificultar a análise dos dados de uma forma direta, devido às características diferentes de cada região em termos de perfil tecnológico, do setor energético, política ambiental, regulações e até mesmo culturais¹⁹, os dados se encontram em unidades monetárias diferentes e em anos de referência diferentes. A tabela a seguir apresenta os indicadores econômicos básicos utilizados para que fosse possível trabalhar na mesma unidade monetária em valor constante. Foi utilizado como padrão, neste estudo, o dólar constante em 2010 (US\$2010).

¹⁹ Para entender melhor estas dificuldades, considere a comparação entre China e Europa. A última possui uma matriz elétrica baseada em combustíveis fósseis, com uma maioria de usinas em condição subcrítica. Já a China possui uma matriz diversificada, mas que cresce fortemente baseada em carvão. No entanto, a maioria das usinas está sendo ou foi construída nos últimos anos, e utilizando-se de ciclos supercríticos. Além disso, podem-se verificar grandes diferenças entre as políticas ambientais, custo de mão de obra, custo de insumos (ex: aço), etc.

Tabela 7-23 - Principais indicadores econômicos utilizados

Paridade (€-UU\$)		Fonte
2003	13,23%	Banco Central do Brasil, 2011
2004	24,11%	
2007	36,70%	
2009	39,28%	
Deflator (GDP)		Fonte
2000/2010	25,47%	US Office of Management and Budget, 2011
2001/2010	22,57%	
2002/2010	20,59%	
2003/2010	18,12%	
2004/2010	15,17%	
2007/2010	4,79%	
2008/2010	2,42%	
2009/2010	0,90%	

Outros dados básicos dizem respeito à análise a ser realizada. Por exemplo, será considerado o ano de 2010 como o ano inicial do estudo, ou o ano em que o investimento começa. Logo, como foi visto no item 3.2, o ano de 2010 corresponde ao ano -2, tornando o ano de 2012 no ano zero. O ano zero é o ano em que o valor presente líquido (VPL) será calculado. A análise financeira verificará o impacto da entrada da captura em 25 anos após o ano zero. Portanto, a análise será considerada até 2037.

Adotou-se como padrão uma taxa de desconto setorial de 15% a.a. (Lucena et al, 2009; Castelo Branco et al, 2011). O fator de capacidade das plantas também foi considerado constante e igual a todas opções de investimento, igual a 85% (Hoffmann, 2010).

Cabe aqui uma breve discussão em relação à hipótese do crescimento exponencial. O perfil de aprendizado depende fortemente do índice de aprendizagem (b) e da taxa de crescimento (d). O primeiro pôde ser estudado a partir de dados históricos e da evolução do desenvolvimento dos processos. Entretanto, o segundo valor representa uma grande incerteza, pois está relacionado com o perfil de como uma determinada tecnologia será empregada no futuro.

Na verdade, o perfil de evolução do uso de determinada tecnologia seria uma possível resposta em um modelo energético integrado. Pode-se sugerir neste momento, como linhas de trabalhos futuros, o estudo da competição de um portfólio tecnológico, que inclui o CCS , para atender uma determinada demanda, levando em consideração os perfis de aprendizado tecnológico para cada tecnologia. Inclusive, através desta modelagem, seria possível analisar estratégias de incentivo tecnológico e de pesquisa e desenvolvimento, que se mostram como importantes ferramentas de planejamento.

Para contornar estes problemas, a estratégia utilizada neste trabalho pode ser dividida em duas hipóteses:

- Considerar uma taxa de crescimento padrão para todas as tecnologias e constante em todo tempo da análise;
- A taxa de crescimento não está associada à evolução de uma determinada tecnologia, mas de todas as opções tecnológicas. Além disso, será considerada também a evolução do número de projetos de CCS, independente da tecnologia empregada.

Desta forma, ao considerar o dado de crescimento como um fator exógeno e comum a todos os casos analisados, pode-se verificar a competição de todas as tecnologias dentro de uma mesma perspectiva.

Deve-se notar que, para a análise deste capítulo, a última hipótese não oferece grandes implicações. No entanto, para as diferentes tecnologias de captura e geração que foram comparadas (como IGCC), esta hipótese enfraquece a comparação e pode afetar a decisão de investimento. No entanto, como faltam dados na literatura para contornar este problema de outra forma, esta opção se mostra como a mais adequada.

Para estimar um valor padrão de crescimento, foram utilizados os cenários apresentados no *Technology Roadmap* (IEA, 2009), que apresentam a evolução necessária no número de projetos de CCS, de forma a atingir as metas de emissões *BLUE Map*. O estudo indica que em 2020 seria necessária a instalação de 100 projetos de CCS, sendo 38% deles no setor elétrico, e em 2050 cerca de 3.400 projetos. O setor

elétrico corresponderia a 48% deste número. Os dados do relatório levam a uma taxa de crescimento de 15%. Logo, este foi o valor considerado na análise dinâmica.

7.1.1.Pós-Combustão

A partir das considerações essenciais e das modificações adicionais que podem ser realizadas para transformar uma planta PC em uma planta PC Ready, foram elaborados seis casos, com opções de investimento e perfis tecnológicos diferentes. Os casos desenvolvidos são capazes de percorrer as diversas opções de investimento apresentadas anteriormente. No entanto, outros casos não puderam ser analisados, devido à falta de dados na literatura para promover uma análise justa entre as opções tecnológicas. Os casos serão detalhados a seguir:

- Caso 1: Planta PC subcrítica convencional de 735 MW. Não considera nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*. Assume-se que o *retrofit* é possível e que há espaço suficiente para construção da planta de captura. Para realizar o *retrofit* necessita de unidade FGD Polisher.
- Caso 2: Planta PC supercrítica de 944 MW. Não considera nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*. Assume-se que o *retrofit* é possível e que há espaço suficiente para construção da planta de captura. Para realizar o *retrofit* necessita de unidade FGD Polisher.
- Caso 3: Planta PC supercrítica de 944 MW. Considera apenas as modificações essenciais para torná-la *ready*. Investimento inicial em uma turbina LP com regulação de pressão (*Throttled LP Turbine*) e no superdimensionamento do FGD, para torná-lo capaz de atingir os limites de SO_x da captura (10 ppm). No entanto, antes do *retrofit*, o FGD atingirá o limite de 200 mg/Nm³.
- Caso 4: Planta PC supercrítica de 944 MW. Considera todas as modificações para torná-la *ready*. Investimento inicial na interseção IP/LP da turbina a vapor, permitindo modificar as condições sem

alterações na turbina (*Floating Pressure LP Turbine*), e no superdimensionamento do FGD, para torná-lo capaz de atingir os limites de SO_x da captura (10 ppm). No entanto, antes do *retrofit*, o FGD atingirá o limite de 200 mg/Nm³.

- Caso 5: Planta PC supercrítica de 944 MW. Considera todas as modificações para torná-la *ready*. Investimento inicial na interseção IP/LP da turbina a vapor, permitindo a remoção de uma seção (*Clutched LP Turbine*), e no superdimensionamento do FGD, para torná-lo capaz de atingir os limites de SO_x da captura (10 ppm). No entanto, antes do *retrofit*, o FGD atingirá o limite de 200 mg/Nm³.
- Caso 6: Planta PC subcrítica convencional de 735 MW. Não considerada nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*. Além do *retrofit* da planta de captura, a usina é modificada para se tornar supercrítica. Assume-se que o *retrofit* é possível e que há espaço suficiente para construção da planta de captura e para instalação dos novos equipamentos. É a opção com maior custo de *retrofit*.

Todos os casos consideram o *retrofit* de uma unidade de captura utilizando o processo Econamine FG+, da Fluor, com uma taxa de captura de 90%.

Os dados relativos ao custo e performance dos seis casos podem ser observados na Tabela 7-24. Pode-se notar que, para cada caso, a tabela descreve os dados para a opção de investimento inicial, a ocorrer no ano 0 (2010), e os dados de performance da planta e o sobrecusto (tanto de investimento fixo quanto de O&M) após o *retrofit*.

Na análise financeira, apresentada na próxima seção, será analisada a opção de investimento a partir dos seis casos descritos, em função da variação do ano em que o *retrofit* deverá ocorrer. A análise financeira básica considera que os dados da Tabela 7-24 permanecem constantes com o passar dos anos. Já a análise financeira dinâmica, se utilizará das curvas de aprendizado tecnológico, discutidas anteriormente, para analisar a evolução temporal dos custos, e verificar como a mesma impacta a decisão

de investimento. A última análise financeira se utilizará de métodos probabilísticos para analisar a influência da incertezas dos parâmetros utilizados na decisão de investimento. O carvão considerado em IEA (2007) é o Australian bituminous, com PCI de 25.870 kJ/kg.

Tabela 7-24 - Dados dos casos de PC com pós-combustão: Diferentes níveis de PC Ready e o efeito do retrofitting da captura.

Caso			1	1A	2	2A	3	3A	4	4A	5	5A	6	6A
Fonte			Bozzuto et al,2001 e IECM		IEA, 2007		IEA, 2007		IEA, 2007		IEA, 2007		IECM e IEA,2007	
Projeto	Condição	-	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois
	Potência Bruta	MW	735	-	944	801	944	801	944	801	944	801	735	801
	P Vapor	bar	164	164	290	290	290	290	290	290	290	290	164	290
	T Vapor	°C	540	540	600	600	600	600	600	600	600	600	540	600
	Condição	-	Subcrítico	Subcrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Subcrítico	Supercrítico
Operação	Consumo Comb.	kg/s	73,96	73,96	73,96	73,96	73,96	73,96	73,96	73,96	73,96	73,96	73,96	73,96
	Comb. PCI	MJ/kg	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86
	Fator capacidade	%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
	Potência Liq.	MW	701,9	409,4	866,7	643,3	866,7	669,3	866,7	680,3	866,6	687,3	701,9	687,3
	Eficiência Liq.	% PCI	36,7%	21,4%	45,3%	33,6%	45,3%	35,0%	45,3%	35,6%	45,3%	35,9%	36,7%	35,9%
	Penalidade	%	-	15,3%	-	11,7%	-	10,3%	-	9,7%	-	9,4%	-	0,8%
	Fator emissão	g/Kwh	885,2	176,7	727	122	727	117	727	115	727	114	885,2	114
Investimento	Equipamentos ¹	M\$2010	854,0	310,3	1.128,9	260,8	1.134,2	248,8	1.136,9	248,8	1.161,0	246,1	854,0	789,9
	FEED	M\$2010	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Contingência	10%	85,4	31,0	112,9	26,1	113,4	24,9	113,7	24,9	116,1	24,6	85,4	79,0
	Proprietário	5%	42,7	15,5	56,4	13,0	56,7	12,4	56,8	12,4	58,0	12,3	42,7	39,5
	Total	M\$2010	982,1	356,8	1.298,2	299,9	1.304,3	286,1	1.307,4	286,1	1.335,1	283,0	982,1	908,4
O&M	Variável	M\$2010/a	109,3	135,5	110,5	126,5	110,5	126,5	110,5	126,5	110,5	126,5	109,3	111,7
	Fixo	M\$2010/a	23,1	44,6	60,1	63,5	60,1	63,5	60,1	63,5	60,1	63,5	23,1	56,0
	Total	M\$2010/a	132,3	180,1	170,6	189,9	170,6	189,9	170,6	189,9	170,6	189,9	132,3	167,7

Notas: 1-Inclui custos de construção e montagem.

2-Calculado com base P.C.S.

Para estimar os valores obtidos para o caso 6, foi necessário conciliar dados da IEA (2007) com as simulações realizadas no modelo IECM©. Apenas para demonstrar uma compatibilidade entre os dois valores obtidos, apesar de se verificar uma variação, foi elaborada a tabela a seguir. Nela, são apresentados os dados de uma usina PC supercrítica de 944 MW do estudo IEA (2007) e a estimativa do modelo IECM© para a mesma planta.

Tabela 7-25 - Comparação entre as estimativas da IEA (2007) e o modelo IECM©.

Comparação	Unidade	IEA	IECM
Condição	-	Supercrítico	
Pot. Bruta	MW	944	944
Custo Caldeira	US\$2003	313,5	351,8
Custo Turbinas	US\$2003	171,2	186,7
Soma Parcial	US\$2003	484,7	538,5
Inv. Total	US\$2003	903	889
O&M Fixo	US\$2003/a	48,04	25,65
O&M Var.	US\$2003/a	88,42	93,58
O&M Total	US\$2003/a	136,47	119,23

Fonte: Elaboração própria.

Pode-se verificar que, ao comparar as duas estimativas, todos os dados são compatíveis. A maior alteração pode ser observada para o custo de O&M fixo, onde o estudo da IEA (2007) apresenta um valor quase que 80% maior. Interessa notar também que a soma dos custos da caldeira e das turbinas representa cerca de 61% do investimento necessário para o *retrofit* do caso 6.

Para realizar a análise financeira dinâmica, será preciso definir as curvas de aprendizagem que serão utilizadas. Elas podem ser separadas em uma curva para o investimento fixo e outra a variação do custo de operação e manutenção. Todos os seis casos consideram o mesmo processo de captura, de forma que a mesma curva poderá ser utilizada. Para o caso 6, no entanto, a substituição por um ciclo supercrítico também pode ser afetada pelo aprendizado tecnológico.

A Tabela 7-26 apresenta os dados utilizados para as curvas de aprendizagem. O modelo selecionado foi a utilização de modelos indiretos com uma função exponencial de crescimento, cuja taxa de crescimento foi considerado um dado exógeno ao estudo.

Apesar do melhor ajuste do modelo D&L para a absorção química, optou-se por utilizar o modelo Wright como padrão para todas as curvas de aprendizagem pela simplificação matemática e compatibilização dos dados.

Tabela 7-26 - Dados de aprendizado para plantas PC com Pós-Combustão

<i>Learning Rate</i>	Absorção Química	Fonte	Bloco de Geração	Fonte
Investimento	11%	Broek et al (2009)	5%	Rubin et al (2007)
O&M	23%	Trabalho atual	18%	Rubin et al (2007)

7.1.2.Oxi-Combustão

A partir das considerações essenciais e das modificações adicionais que podem ser realizadas para transformar uma planta PC em uma planta PC Ready à oxi-combustão, foram elaborados seis casos adicionais, com opções de investimento e perfis tecnológicos diferentes. Os casos desenvolvidos são capazes de percorrer as diversas opções de investimento apresentadas anteriormente. No entanto, outros casos não puderam ser analisados, devido à falta de dados na literatura para promover uma análise justa entre as opções tecnológicas. Os casos serão detalhados a seguir:

- Caso 7: Planta PC subcrítica convencional de 735 MW. Não considera nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*. Assume-se que o *retrofit* da oxi-combustão é possível e que há espaço suficiente para construção da ASU e outros equipamentos.
- Caso 8: Planta PC supercrítica convencional de 740 MW. Não considera nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*. Assume-se que o *retrofit* da oxi-combustão é possível e que há espaço suficiente para construção da ASU e outros equipamentos.
- Caso 9: Planta PC supercrítica convencional de 740 MW. Considera apenas as modificações essenciais para torná-la *ready*. O *retrofit* da oxi-combustão é possível e afeta pouco a usina.

- Caso 10: Planta PC supercrítica convencional de 740 MW. Considera todas as modificações para torná-la *ready*. Investimento inicial no superdimensionamento do gerador e bombas de condensado.
- Caso 11: Planta PC supercrítica convencional de 740 MW. Considera todas as modificações para torná-la *ready*. Investimento inicial na otimização das turbinas a vapor, operando no ponto de melhor eficiência tanto antes como depois do *retrofit*.
- Caso 12: Planta PC subcrítica convencional de 735 MW. Não considera nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*. Assume-se que o *retrofit* da oxi-combustão é possível e a caldeira será substituída por um ciclo supercrítico.

Os dados relativos ao custo e performance dos seis novos casos podem ser observados na Tabela 7-27. Pode-se notar que, para cada caso, a tabela descreve os dados para a opção de investimento inicial, a ocorrer no ano 0 (2012), e os dados de performance da planta e o sobrecusto (tanto de investimento fixo quanto de O&M) após o *retrofit*. O carvão considerado foi novamente o Australian bituminous, com PCI de 25.870 kJ/kg.

Tabela 7-27 - Dados dos casos de PC com oxi-combustão: Diferentes níveis de PC Ready e o efeito do retrofitting da captura.

Caso			7	7A	8	8A	9	9A	10	10A	11	11A	12	12A
Fonte			Bozzuto et al,2001 e IECM		IEA, 2007		IEA, 2007		IEA, 2007		IEA, 2007		IECM e IEA,2007	
Projeto	Condição	-	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois
	Potência Bruta	MW	735	-	740	740	740	740	740	758	740	775	735	775
	P Vapor	bar	164	164	290	290	290	290	290	290	290	290	164	290
	T Vapor	°C	540	540	600	600	600	600	600	600	600	600	540	600
	Condição	-	Subcrítico	Subcrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Supercrítico	Subcrítico	Supercrítico
Operação	Consumo Comb.	kg/s	73,96	73,96	59,2	58,1	59,2	58,1	59,2	59,2	59,2	59,2	73,96	59,2
	Comb. PCI	MJ/kg	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86	25,86
	Fator capacidade	%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
	Potência Liq.	MW	701,9	450,2	678,6	529	678,6	529	678,55	543,8	688,75	558,6	701,9	558,6
	Eficiência Liq.	% PCI	36,7%	23,5%	44,3%	35,2%	44,3%	35,2%	44,3%	35,5%	45,0%	36,5%	36,7%	36,5%
	Penalidade	%	-	13,2%	-	9,1%	-	9,1%	-	8,8%	-	8,5%	-	0,2%
	Fator emissão	g/KWh	885,2	126,8	721	85	721	85	721	83	711	81	885,2	81
Investimento	Equipamentos ¹	M\$2010	854,0	336,6	865,4	381,2	869,4	377,2	872,1	383,9	880,1	383,9	854,0	799,4
	FEED	M\$2010	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Contingência	10%	85,4	33,7	86,5	38,1	86,9	37,7	87,2	38,4	88,0	38,4	85,4	79,9
	Proprietário	5%	42,7	16,8	43,3	19,1	43,5	18,9	43,6	19,2	44,0	19,2	42,7	40,0
	Total	M\$2010	982,1	387,1	995,2	438,4	999,8	433,8	1.002,9	441,4	1.012,1	441,4	982,1	919,4
O&M	Variável	M\$2010/a	109,3	128,6	88,9	83,4	88,9	83,4	88,9	84,9	88,9	84,9	109,3	75,0
	Fixo	M\$2010/a	23,1	42,8	45,8	57,2	45,8	57,2	45,8	57,2	45,8	57,2	23,1	50,5
	Total	M\$2010/a	132,3	171,4	134,6	140,6	134,6	140,6	134,6	142,1	134,6	142,1	132,3	125,5

Notas: 1-Inclui custos de construção e montagem.

Para estimar os valores obtidos para o caso 12, foi necessário conciliar dados da IEA (2007) com as simulações realizadas no modelo IECM©. Apenas para demonstrar uma compatibilidade entre os dois valores obtidos, apesar de se verificar uma variação, foi elaborada a tabela a seguir. Nela, são apresentados os dados de uma usina PC supercrítica de 740 MW do estudo IEA (2007) e a estimativa do modelo IECM© para a mesma planta.

Tabela 7-28 - Comparação entre as estimativas da IEA (2007) e o modelo IECM©.

Comparação	IEA	IECM
Condição	Oxyfuel/Supercrítico	
Pot. Bruta	740,0	740,0
Custo Caldeira	248,0	202,3
Custo Turbinas	139,0	108,6
Custo ASU	208,3	183,3
Custo Comp	81,5	78,9
Inv. Total	1.053,1	1.099,0
O&M Fixo	48,6	35,3
O&M Var.	70,6	103,2
O&M Total	119,0	138,5

Fonte: Elaboração própria.

Pode-se verificar que, ao comparar as duas estimativas, todos os dados são compatíveis. A maior alteração pode ser observada para o custo de O&M variável, onde o estudo da IEA (2007) apresenta um valor menor. Interessa notar também que a soma dos custos da caldeira e das turbinas representa cerca de 48% do investimento necessário para o *retrofit* do Caso 12.

Novamente, de forma a realizar a análise financeira dinâmica, será preciso definir as curvas de aprendizagem que serão utilizadas. Elas serão separadas em uma curva para o investimento fixo e outra a variação do custo de operação e manutenção. Todos os seis casos consideram o mesmo processo de captura, de forma que a mesma curva poderá ser utilizada. Para o caso 12, no entanto, a substituição por um ciclo supercrítico também pode ser afetada pelo aprendizado tecnológico. O Caso 1 utilizará os valores relatados na seção 7.1.1.

A Tabela 7-29 apresenta os dados utilizados para as curvas de aprendizagem. O modelo selecionado foi a utilização de modelos indiretos com uma função exponencial de crescimento, cuja taxa de crescimento foi considerado um dado exógeno ao estudo.

Tabela 7-29 - Dados de aprendizado para plantas PC com Oxi-Combustão

<i>Learning Rate</i>	ASU Criogênica	Fonte	Bloco de Geração	Fonte
Investimento	10,%	Broek et al (2009)	5,0%	Rubin et al (2007)
O&M	23,2%	Trabalho atual	18,0%	Rubin et al (2007)

7.1.3. Pré-Combustão

Por fim, a partir das considerações de possíveis investimentos em uma usina IGCC de forma a torná-la *ready* à pré-combustão, foram formulados cinco casos adicionais, com opções de investimento e perfis tecnológicos diferentes. Os casos desenvolvidos são capazes de percorrer as diversas opções de investimento apresentadas anteriormente. Novamente, outros casos não puderam ser avaliados devido à falta de dados na literatura para promover uma análise justa entre as opções tecnológicas. Os casos serão detalhados a seguir:

- Caso 13: Planta IGCC (Shell-Radiant) convencional de 735 MW. Não considera nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*. Assume-se que o *retrofit* da pré-combustão é possível e que há espaço suficiente para a unidade de captura e compressão.
- Caso 14: Planta IGCC (Shell-Radiant) convencional de 748 MW. Não considera nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*. Assume-se que o *retrofit* da pré-combustão é possível e que há espaço suficiente para a unidade de captura e compressão. Além disso, durante o *retrofitting* será instalado o resfriador por contato (Quench).
- Caso 15: Planta IGCC (GE-Quench) convencional de 615 MW. Não considera nenhuma modificação do projeto para torná-la *ready*.

Assume-se que o *retrofit* da pré-combustão é possível e que há espaço suficiente para a unidade de captura e compressão.

- Caso 16: Planta IGCC (GE-Quench) convencional de 615 MW. Pré-investimento no superdimensionamento do gasificador. Assume-se que o *retrofit* da pré-combustão é possível e que há espaço suficiente para a unidade de captura e compressão.
- Caso 17: Planta IGCC (GE-Quench) convencional de 615 MW. Pré-investimento no superdimensionamento do gasificador. Assume-se que o *retrofit* da pré-combustão é possível e que há espaço suficiente para a unidade de captura e compressão. Neste caso, só é considerado um estágio de Shift no *retrofitting*.
- Caso 18: Planta IGCC (GE-Quench) de 575 MW. Pré-investimento no na substituição do reator de hidrólise por um reator de Shift. Assume-se que o *retrofit* da pré-combustão é possível e que há espaço suficiente para a unidade de captura e compressão. Durante o *retrofitting*, outro reator de Shift será instalado.

Os dados relativos ao custo e performance dos seis novos casos podem ser observados na Tabela 7-30. O carvão considerado foi novamente o Pittsburgh Nº8, com PCI de 29,8 MJ/kg.

Tabela 7-30 - Dados dos casos de PC com pré-combustão: Diferentes níveis de PC Ready e o efeito do retrofitting da captura.

Caso			1	1A	14	14A	15	15A	16	16A	17	17A	18	18A
Fonte			IECM e DOE/NETL, 2007		IECM e DOE/NETL, 2007		EPRI, 2003		EPRI, 2003		EPRI, 2003		IECM e EPRI, 2004	
Projeto	Condição	-	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois	Antes	Depois
	Potência Bruta	MW	735	-	748	693	615	577	615	607	615	607	575	472
	Resfriamento	-	Radiant	Radiant	Radiant	Quench	Quench	Quench	Quench	Quench	Quench	Quench	Quench	Quench
Operação	Consumo Comb.	kg/s	57	0	57,03012	59,620176	48,9	45,9	48,9	51,7	48,9	51,2	48	46,6
	Comb. PCI	MJ/kg	29,8	29,8	29,8	29,8	29,8	29,8	29,8	29,8	29,8	29,8	29,8	29,8
	Fator capacidade	%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
	Potência Liq.	MW	635,8	580,0	635,8	517,1	509	425	509	449	509	457	576	472
	Eficiência Liq.	% PCI	41,1%	35,6%	41,1%	32,0%	42,3%	34,3%	42,3%	34,3%	42,3%	36,1%	40,3%	34,0%
	Penalidade	%	-	-30,1%	-	9,1%	-	8,0%	-	8,0%	-	6,2%	-	6,3%
	Fator emissão	g/KWh	752,1	90,2	752,1	90,2	768,2	120,3	768,2	120,6	768,2	142,9	795,01	93,3
Investimento	Equipamentos ¹	M\$2010	1.256,8	122,7	1.256,8	145,0	696,9	103,9	732,4	74,4	732,4	66,1	795,0	65,0
	FEED	M\$2010	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Contingência	10%	125,7	12,3	125,7	14,5	69,7	10,4	73,2	7,4	73,2	6,6	79,5	6,5
	Proprietário	5%	62,8	6,1	62,8	7,2	34,8	5,2	36,6	3,7	36,6	3,3	39,7	3,2
	Total	M\$2010	1.445,3	141,1	1.445,3	166,7	801,5	119,5	842,2	85,6	842,2	76,1	914,2	74,7
O&M	Variável	M\$2010/a	78,9	100,8	78,9	82,4	115,2	117,0	116,2	122,5	116,2	121,3	115,2	107,8
	Fixo	M\$2010/a	26,5	22,6	26,5	26,7	19,1	20,5	19,6	20,5	19,6	20,3	19,7	36,4
	Total	M\$2010/a	105,4	123,4	105,4	109,1	134,3	137,5	135,8	143,0	135,8	141,6	134,8	144,2

Notas: 1-Inclui custos de construção e montagem.

Como a Tabela 6.9 já apresentou as considerações de aprendizagem para a pré-combustão, ela não será feita aqui. A nenhum outro componente a fazer parte do retrofitting será considerada uma curva de aprendizagem, pois não faz sentido para a maioria deles (reatores de Shift, resfriador de contato, compressor de CO₂).

7.2. Análise Financeira Básica

Esta seção diz respeito à análise financeira básica, conforme apresentada no capítulo 3 e no item anterior. Esta análise envolve todas opções de investimento, em que serão construídas novas termoeletricas que começarão a operar no ano zero (2012), cada uma com diferentes considerações de *readiness*, conforme apresentados no item anterior. Em um determinado ano, "N", esta planta deverá sofrer o retrofitting da captura, que será representada por um investimento fixo no ano "N", em um aumento do custo operacional a partir do ano "N" e em redução da capacidade de geração elétrica anual da planta, devido à penalidade energética da planta de captura.

Serão avaliadas a influência do tempo de entrada da captura a partir de dois indicadores, o custo de eletricidade (LCOE) e o custo marginal de abatimento (CMA). Os resultados da análise financeira básica podem ser encontrados a seguir. Na análise financeira básica, não será considerada a curva de aprendizagem.

7.2.1. Pós-Combustão

a) LCOE

O LCOE foi utilizado como indicador comparativo entre as escolhas de investimento, visto que é o preço mínimo pelo qual a energia elétrica gerada deverá ser comercializada para atrair o investidor. Portanto, a decisão será de investir no caso com menor LCOE. A Tabela 7-31 abaixo apresenta os valores do LCOE para cada um dos 6 casos de PC-Ready que deverão sofrer retrofit no ano "N".

Tabela 7-31 - Valores do LCOE calculados com custos constantes (PC com Pós-Combustão).

FC=85% e r=15%

N	LCOE (US\$/kWh)					
	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5	Caso 6
0	134,8	97,8	93,8	92,4	92,3	94,5
1	118,9	91,7	88,6	87,5	87,6	89,8
2	107,2	86,8	84,4	83,5	83,8	85,7
3	98,3	82,9	80,9	80,3	80,6	82,1
4	91,3	79,6	78,1	77,6	78,0	79,0
5	85,8	77,0	75,7	75,3	75,8	76,3
6	81,3	74,7	73,7	73,4	73,9	74,0
7	77,7	72,9	72,1	71,8	72,4	72,0
8	74,7	71,3	70,6	70,4	71,1	70,2
9	72,2	69,9	69,4	69,3	69,9	68,7
10	70,1	68,8	68,4	68,3	69,0	67,4
11	68,3	67,8	67,5	67,5	68,1	66,2
12	66,9	67,0	66,8	66,7	67,4	65,3
13	65,6	66,3	66,1	66,1	66,8	64,4
14	64,5	65,7	65,6	65,6	66,3	63,6
15	63,6	65,2	65,1	65,1	65,8	63,0
16	62,8	64,7	64,7	64,7	65,5	62,4
17	62,2	64,3	64,3	64,4	65,1	61,9
18	61,6	64,0	64,0	64,1	64,8	61,5
19	61,1	63,7	63,8	63,8	64,6	61,1
20	60,7	63,4	63,5	63,6	64,4	60,8
21	60,3	63,2	63,3	63,4	64,2	60,5
22	60,0	63,0	63,2	63,2	64,0	60,3
23	59,7	62,9	63,0	63,1	63,9	60,1
24	59,4	62,7	62,9	63,0	63,7	59,9

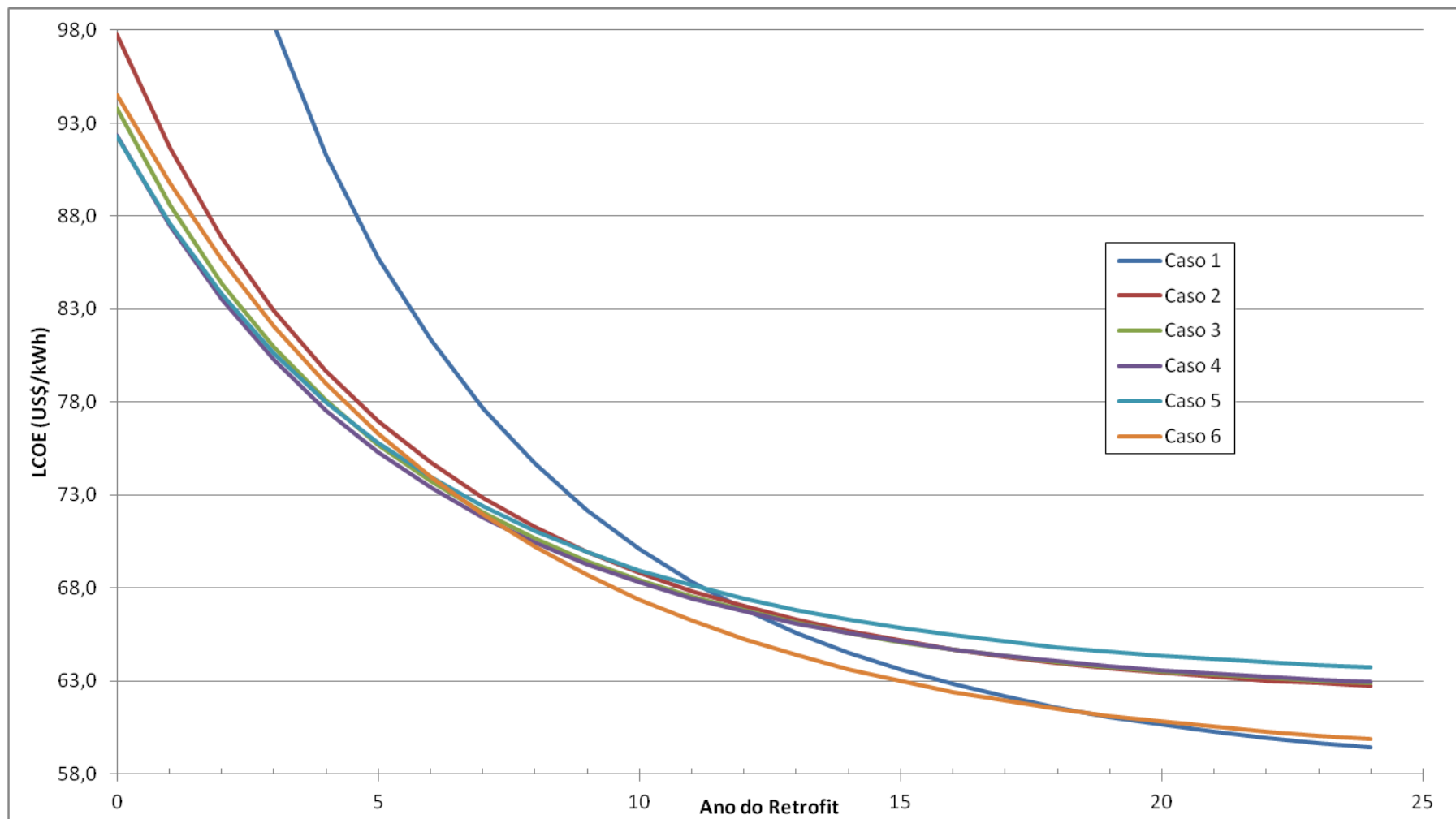


Figura 7-65 Variação do LCOE com o ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (PC com Pós-Combustão)

Outra forma de visualizar estes resultados é através da Figura 7-65. É possível verificar que a decisão de investimento é dinâmica, e depende fortemente do ano em que a captura deverá ocorrer. Os casos com investimentos adicionais no presente são vantajosos apenas quando a captura entra no curto prazo. Assim, os investimentos realizados no presente em plantas *ready* são "desnecessários", do ponto de vista do investidor, quando a captura entra tardiamente.

Além do mais, pode-se perceber que apenas três casos dominam as decisões de investimento. Inicialmente o caso 4 apresenta-se como a melhor escolha para o *retrofit* no curto prazo. A partir do ano 8 (2020), o caso mais atrativo é o caso 6. Este caso não exige nenhum investimento adicional no ano zero, mas representa o maior investimento no ano do *retrofit*. Para o *retrofit* tardio, os sobre-investimentos não levam vantagem em relação ao caso base (Caso 1), que a partir do décimo nono ano (2031) se apresenta como a opção de menor custo.

A figura abaixo pode ajudar a esclarecer o comportamento relativo das plantas *ready* em relação ao caso convencional, em que não foram realizadas modificações no projeto da termoeletrônica. A figura indica a variação da relação entre o LCOE de cada caso com o Caso 1 no tempo.

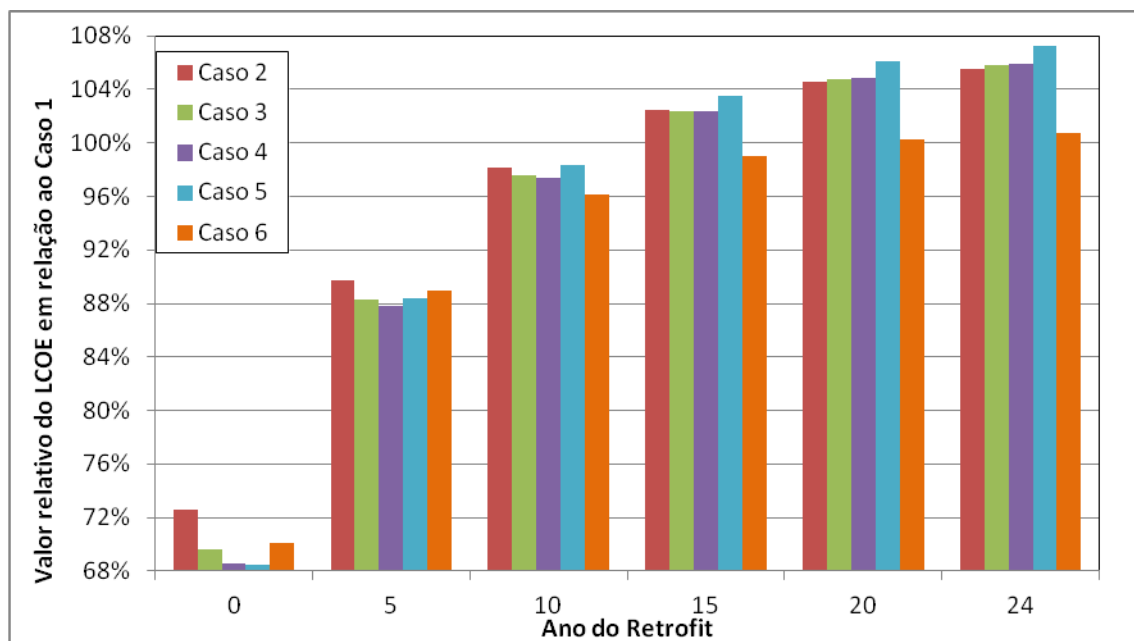


Figura 7-66 - Valor relativo do LCOE em relação ao Caso 1, em função do ano do Retrofit.
Custos Constantes. FC=85% e r=15% (PC com Pós-Combustão)

Pode-se verificar que, inicialmente, todos os casos apresentam um LCOE menor que o caso 1. Ao adiar a entrada da captura, os casos alternativos vão se mostrando menos atrativos em relação ao caso base. O caso 6, por exemplo, que envolve a troca de caldeira da usina base no mesmo ano em que a captura deve entrar, passa a ser mais atrativo do ano 8 (2020) até o ano 19 (2031). O investimento mais alto no futuro afeta menos a decisão de investimento que os investimentos do presente.

Esta análise evidencia a característica do investidor, determinada pela taxa de desconto utilizada. Ao adiar a entrada da planta de captura, o investimento adicional realizado no ano zero passa a não valer a pena, quando comparado a ficar com a planta base por mais tempo, mesmo que os impactos no futuro sejam maiores. O investidor tem um apelo pelo presente, de forma que os investimentos adicionais só fazem sentido se a entrada da captura ocorrer no curto a médio prazo.

Logo, em um cenário de incertezas quanto a metas mandatórias de mitigação de emissões de gases de efeito estufa e custos altos no presente das plantas CR, a decisão do setor deverá ser a de não investir fortemente em plantas *ready*. Vale lembrar que não foi medida a influência da incerteza tecnológica, que potencializa o adiamento dos investimentos. Esta decisão de adiar os investimentos de CCS em termoeletricas entra em conflito com a expectativa de sucesso futuro do CCS, visto que também será adiado o período de redução de custos pela aprendizagem.

b) CMA

O custo marginal de abatimento do CO₂ também foi utilizado para comparar as opções de investimento e sua dependência temporal. Novamente, a opção com menor CMA é considerada o investimento mais atrativo. A tabela abaixo relaciona todos os valores de CMA, para todos os casos e para todos os anos em que o *retrofit* poderia ser realizado.

Tabela 7-32 - Valores do CMA calculados com custos constantes (PC com Pós-Combustão)

FC=85% e r=15%

N	CMA (US\$/t CO ₂)					
	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5	Caso 6
0,0	187,5	119,2	115,3	115,3	114,4	324,0
1,0	169,5	107,8	104,3	104,3	103,5	293,2
2,0	153,4	97,7	94,5	94,4	93,8	265,8
3,0	139,1	88,6	85,7	85,7	85,1	241,3
4,0	126,3	80,6	77,9	77,9	77,3	219,5
5,0	114,8	73,4	71,0	70,9	70,4	200,1
6,0	104,6	67,0	64,8	64,8	64,3	182,8
7,0	95,6	61,3	59,2	59,2	58,8	167,4
8,0	87,5	56,2	54,3	54,3	53,9	153,7
9,0	80,2	51,7	50,0	50,0	49,6	141,6
10,0	73,8	47,7	46,1	46,1	45,8	130,9
11,0	68,2	44,2	42,7	42,7	42,4	121,5
12,0	63,1	41,1	39,7	39,7	39,4	113,3
13,0	58,7	38,4	37,1	37,1	36,8	106,1
14,0	54,9	36,1	34,9	34,9	34,6	100,1
15,0	51,6	34,2	33,0	33,0	32,8	95,1
16,0	48,9	32,7	31,5	31,5	31,2	91,1
17,0	46,7	31,5	30,4	30,4	30,1	88,3
18,0	45,2	30,8	29,7	29,7	29,4	86,8
19,0	44,3	30,6	29,5	29,5	29,2	86,9
20,0	44,5	31,3	30,1	30,1	29,8	89,4
21,0	46,1	33,1	31,8	31,8	31,5	95,5
22,0	50,5	37,2	35,7	35,6	35,3	108,5
23,0	61,5	46,7	44,7	44,7	44,3	138,2
24,0	98,0	77,6	74,2	74,2	73,4	233,7

Novamente, a visualização dos dados sob a forma gráfica ajuda a analisar os resultados. Para isso, se deve observar a Figura 7-67. Diferentemente do LCOE, o CMA não apresenta uma variação dinâmica na decisão de investimento. A medida que permite a maior mitigação, com o menor custo será sempre a mesma, independente do ano de entrada da medida mitigadora. Esta medida, para o caso de PC-Ready com Pós-Combustão é o caso 5.

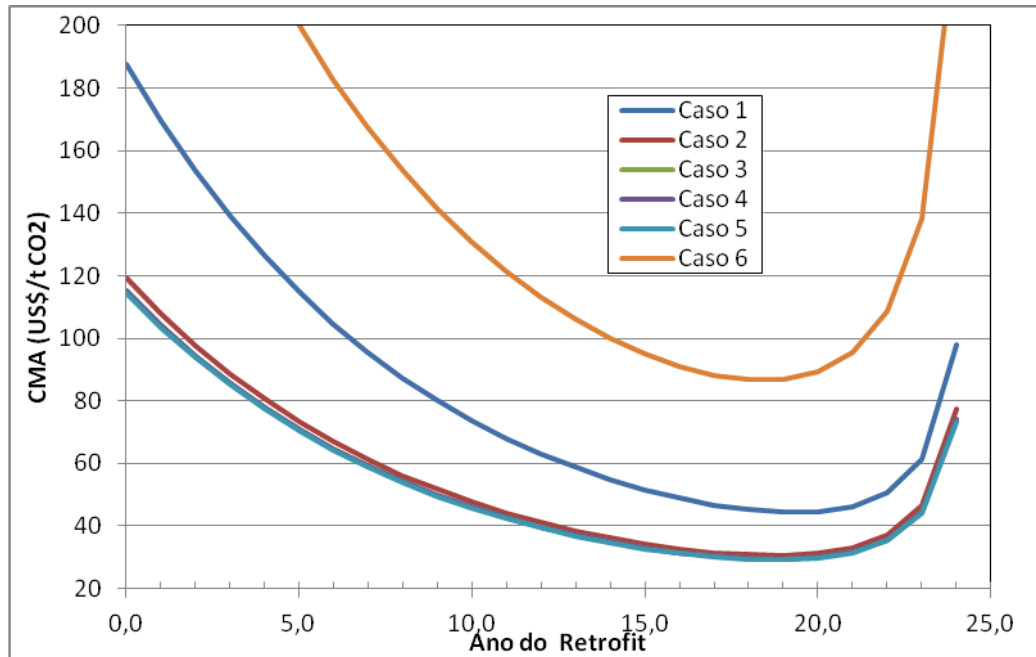


Figura 7-67 - Variação do CMA com o ano do Retrofit. Custos Constantes (PC com Pós-Combustão). FC=85% e r=15%.

A única informação adicional que se pode retirar dos resultados obtidos é o ponto de CMA mínimo. Como se pode verificar, as curvas dos CMA possui uma concavidade, de forma a determinar um mínimo global para cada caso. O ponto de mínimo foi obtido pelo cálculo da derivada numérica. Com a exceção do caso 1, cujo mínimo se encontra no ano 20 (2032), todos os outros casos apresentam um CMA mínimo no ano 19 (2031).

Portanto, tendo em vista a análise do CMA como ferramenta de planeamento, a recomendação seria que a entrada da planta de captura ocorra no ano 19. O resultado pode surpreender, pois o adiamento da entrada da captura promoveria uma menor quantidade de CO₂ evitado. Para este cenário, em que o *retrofit* ocorre no longo prazo, o caso que teria o menor LCOE seria o caso 1.

7.2.2.Oxi-Combustão

a) LCOE

O LCOE foi utilizado novamente como um indicador comparativo entre as escolhas de investimento para a Oxi-Combustão. A Tabela 7-33 abaixo apresenta os valores do LCOE para cada um dos 6 casos de PC-Ready para a oxi-combustão que deverão sofrer *retrofit* no ano "N", além do Caso 1, para comparação.

Tabela 7-33 - Valores do LCOE calculados com custos constantes (PC com Oxi-Combustão).

FC=85% e r=15%

<u>LCOE (US\$/kWh)</u>							
N	Caso 1	Caso 7	Caso 8	Caso 9	Caso 10	Caso 11	Caso 12
0	134,8	121,4	121,4	98,1	96,2	94,1	106,6
1	118,9	109,3	109,3	92,1	90,8	88,9	98,9
2	107,2	100,0	100,0	87,3	86,3	84,7	92,7
3	98,3	92,8	92,8	83,3	82,6	81,2	87,5
4	91,3	87,1	87,1	80,0	79,5	78,2	83,2
5	85,8	82,4	82,4	77,3	76,9	75,7	79,6
6	81,3	78,7	78,7	75,0	74,7	73,7	76,6
7	77,7	75,5	75,5	73,1	72,9	71,9	74,1
8	74,7	72,9	72,9	71,4	71,3	70,4	71,9
9	72,2	70,8	70,8	70,0	70,0	69,1	70,1
10	70,1	68,9	68,9	68,8	68,9	68,0	68,5
11	68,3	67,4	67,4	67,8	67,9	67,1	67,1
12	66,9	66,1	66,1	66,9	67,0	66,3	66,0
13	65,6	65,0	65,0	66,2	66,3	65,6	65,0
14	64,5	64,0	64,0	65,5	65,7	65,0	64,1
15	63,6	63,2	63,2	65,0	65,2	64,5	63,4
16	62,8	62,5	62,5	64,5	64,7	64,0	62,7
17	62,2	61,9	61,9	64,1	64,3	63,6	62,2
18	61,6	61,4	61,4	63,7	64,0	63,3	61,7
19	61,1	60,9	60,9	63,4	63,7	63,0	61,3
20	60,7	60,5	60,5	63,2	63,4	62,8	60,9
21	60,3	60,2	60,2	62,9	63,2	62,6	60,6
22	60,0	59,9	59,9	62,7	63,0	62,4	60,4
23	59,7	59,7	59,7	62,5	62,8	62,2	60,1
24	59,4	59,5	59,5	62,4	62,7	62,1	59,9

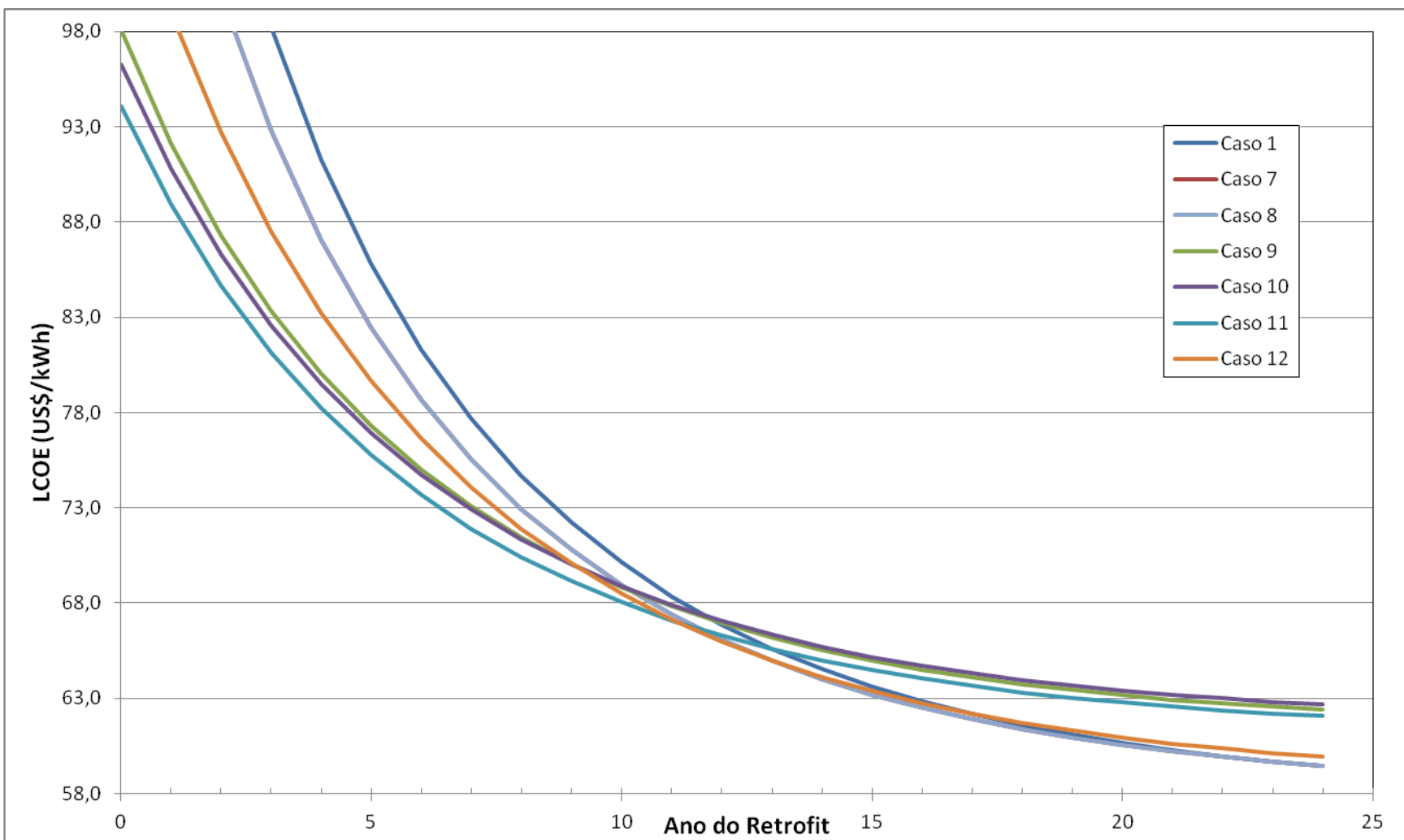


Figura 7-68 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (PC com Oxi-Combustão)

Mais uma vez, é interessante reparar a dinâmica de decisão de investimento, que deverá escolher pelo investimento com menor LCOE. Outra forma de analisar o gráfico da Figura 7-68 é pela Figura 7-69, a seguir. Nela, mais uma vez, está apresentada a evolução dos valores do LCOE de cada caso em relação ao Caso 1, que se mostrou o caso mais conservador e a opção que se demonstrou como a melhor opção em um *retrofitting* no longo prazo.

O Caso 11, que apresentou o maior nível de modificações *ready*, se apresenta como a melhor escolha de investimento até o ano 11 (2023). O Caso 12, que envolveu não só o *retrofitting* da captura, mas também um *upgrade* do ciclo a vapor, possui uma breve janela de dois anos, sendo a opção com menor LCOE até o ano 13 (2025).

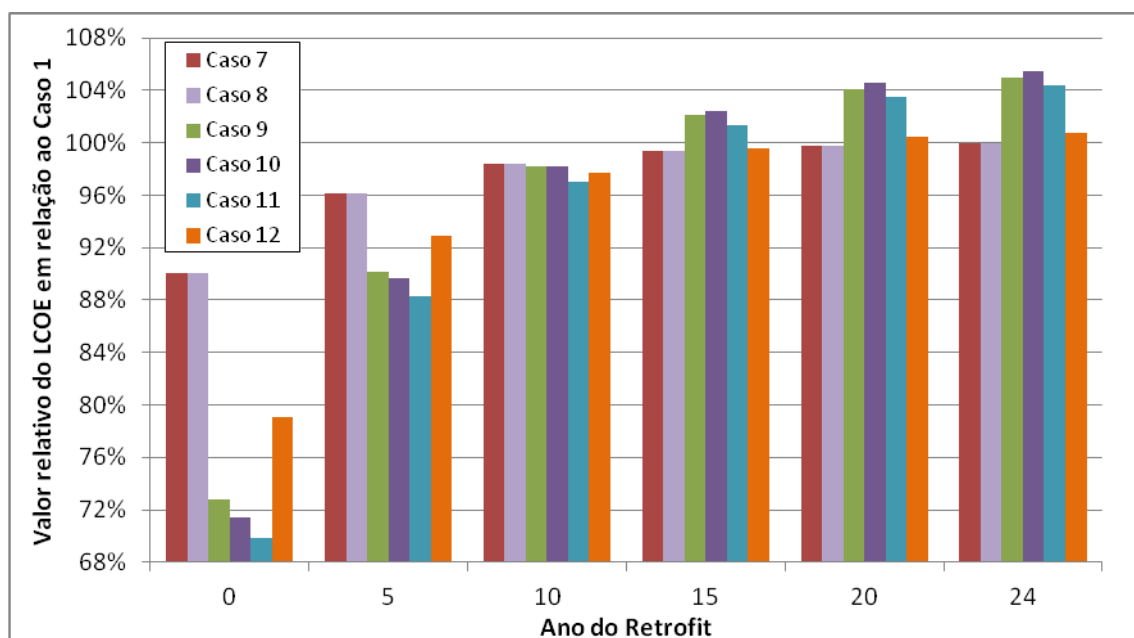


Figura 7-69 - Valor relativo do LCOE em relação ao Caso 1, em função do ano do Retrofit.

Custos Constantes. FC=85% e r=15% (PC com Oxi-Combustão)

A partir deste ano, no entanto, a decisão de investimento passa a ser controlada pelas opções com menor pré-investimento. O Caso 7, que representa o retrofitting da oxi-combustão em planta sem nenhuma característica *ready* básica, apresenta o menor LCOE até o ano 23 (2035), quando o Caso 1 volta a se mostrar a melhor opção.

Pode-se perceber, pelos dois casos estudados até o momento, que as opções com pré-investimentos só apresentam alguma vantagem quando o *retrofitting* ocorre

cedo. Isso era de se esperar, pois a taxa de desconto retrata a decisão do investidor de evitar o investimento excessivo no presente, preferindo adiá-los em um cenário incerto, como o da entrada da captura mais para o futuro.

b) CMA

O CMA também foi utilizado mais uma vez como ferramenta econômica comparativa entre as opções de investimento. A Tabela 7-34 a seguir apresenta os valores calculados, que também estão representados na Figura 7-70.

Tabela 7-34 - Valores do CMA calculados com custos constantes (PC com Pós-Combustão)

FC=85% e r=15%

<u>CMA (US\$/t CO₂)</u>							
N	Caso 1	Caso 7	Caso 8	Caso 9	Caso 10	Caso 11	Caso 12
0,0	187,5	175,3	175,3	166,1	170,7	170,5	235,0
1,0	169,5	158,5	158,5	150,4	154,5	154,4	213,0
2,0	153,4	143,5	143,5	136,4	140,1	140,0	193,3
3,0	139,1	130,2	130,2	123,9	127,3	127,2	175,8
4,0	126,3	118,2	118,2	112,8	115,9	115,8	160,2
5,0	114,8	107,6	107,6	102,9	105,7	105,7	146,3
6,0	104,6	98,1	98,1	94,1	96,7	96,6	134,0
7,0	95,6	89,7	89,7	86,3	88,7	88,6	123,0
8,0	87,5	82,2	82,2	79,4	81,5	81,5	113,4
9,0	80,2	75,5	75,5	73,3	75,2	75,2	104,8
10,0	73,8	69,5	69,5	67,9	69,6	69,6	97,3
11,0	68,2	64,3	64,3	63,1	64,8	64,7	90,7
12,0	63,1	59,6	59,6	59,0	60,5	60,5	85,1
13,0	58,7	55,6	55,6	55,5	56,9	56,8	80,2
14,0	54,9	52,1	52,1	52,5	53,8	53,7	76,2
15,0	51,6	49,1	49,1	50,1	51,3	51,2	73,0
16,0	48,9	46,7	46,7	48,3	49,3	49,3	70,7
17,0	46,7	44,8	44,8	47,0	48,1	48,0	69,3
18,0	45,2	43,5	43,5	46,5	47,5	47,5	69,0
19,0	44,3	42,9	42,9	47,0	47,9	47,9	70,3
20,0	44,5	43,4	43,4	48,8	49,7	49,6	73,5
21,0	46,1	45,4	45,4	52,7	53,5	53,5	80,2
22,0	50,5	50,3	50,3	60,6	61,5	61,5	93,4
23,0	61,5	62,0	62,0	78,3	79,4	79,3	122,5
24,0	98,0	100,8	100,8	134,9	136,3	136,2	214,2

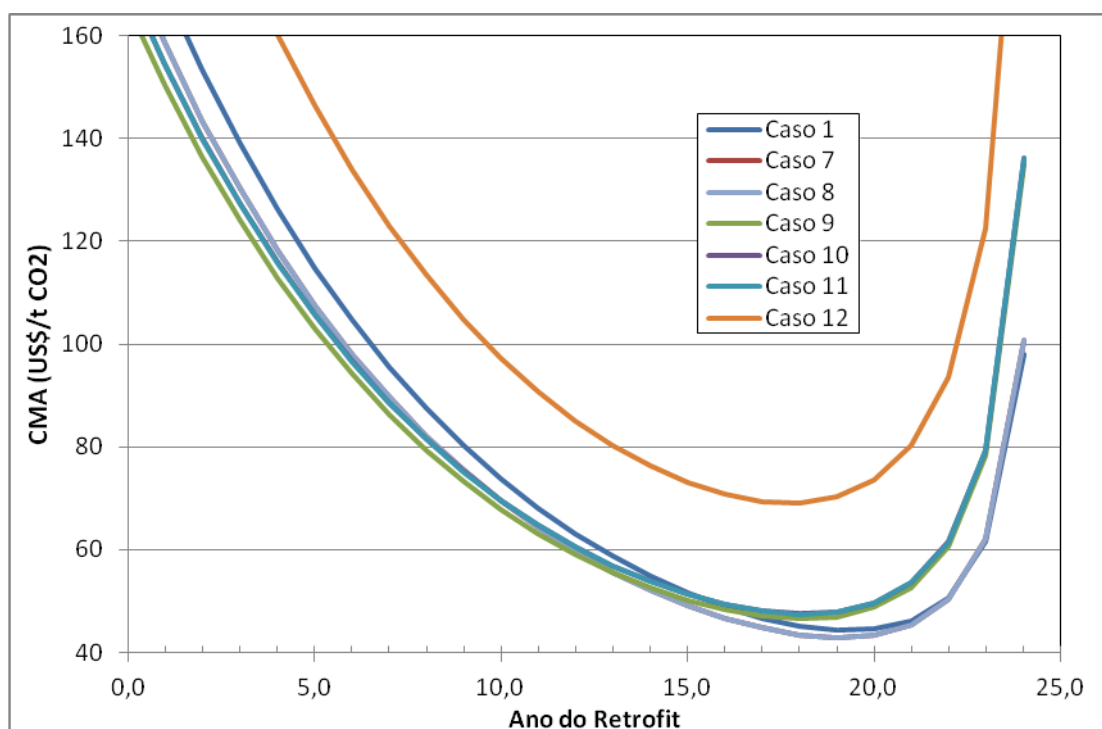


Figura 7-70 - Variação do CMA com o ano do Retrofit. Custos Constantes (PC com Oxi-Combustão). FC=85% e r=15%.

Na oxi-combustão, ao contrário da pós-combustão, o CMA também apresentou um comportamento dinâmico em relação à melhor opção de investimento. O Caso 9, que apresenta apenas os requisitos *ready* essenciais, apresenta menor CMA até o ano 13 (2025). Mais uma vez, para os anos mais tardios, os casos conservadores passam a apresentar uma vantagem. O Caso 7 domina a decisão pelo CMA até o ano 22 (2034), quando o Caso 1 passa a dominar.

7.2.3. Pré-Combustão

a) LCOE

A Tabela 7-35 apresenta os valores calculados de LCOE para os casos da pré-combustão, assim como para o Caso 1. Já a Figura 7-71 apresenta a representação destes dados de forma gráfica.

Tabela 7-35 - Valores do LCOE calculados com custos constantes (IGCC com Pré-Combustão).

FC=85% e r=15%

<u>LCOE (US\$/kWh)</u>							
N	Caso 1	Caso 13	Caso 14	Caso 15	Caso 16	Caso 17	Caso 18
0	134,8	93,5	93,5	102,2	91,8	89,3	90,8
1	118,9	91,1	91,1	98,1	89,4	87,3	87,4
2	107,2	89,0	89,0	94,8	87,3	85,6	84,7
3	98,3	87,3	87,3	92,0	85,6	84,2	82,3
4	91,3	85,8	85,8	89,8	84,2	82,9	80,4
5	85,8	84,5	84,5	87,8	82,9	81,9	78,8
6	81,3	83,4	83,4	86,2	81,9	81,0	77,4
7	77,7	82,5	82,5	84,8	80,9	80,2	76,2
8	74,7	81,7	81,7	83,6	80,2	79,5	75,2
9	72,2	81,0	81,0	82,6	79,5	79,0	74,4
10	70,1	80,4	80,4	81,8	78,9	78,5	73,7
11	68,3	79,9	79,9	81,0	78,4	78,0	73,1
12	66,9	79,4	79,4	80,4	78,0	77,7	72,5
13	65,6	79,0	79,0	79,9	77,6	77,3	72,1
14	64,5	78,7	78,7	79,4	77,3	77,1	71,7
15	63,6	78,4	78,4	79,0	77,0	76,8	71,3
16	62,8	78,2	78,2	78,6	76,8	76,6	71,0
17	62,2	78,0	78,0	78,3	76,6	76,4	70,8
18	61,6	77,8	77,8	78,1	76,4	76,3	70,5
19	61,1	77,6	77,6	77,8	76,2	76,2	70,3
20	60,7	77,5	77,5	77,7	76,1	76,0	70,2
21	60,3	77,3	77,3	77,5	76,0	75,9	70,0
22	60,0	77,2	77,2	77,3	75,9	75,9	69,9
23	59,7	77,1	77,1	77,2	75,8	75,8	69,8
24	59,4	77,0	77,0	77,1	75,7	75,7	69,7

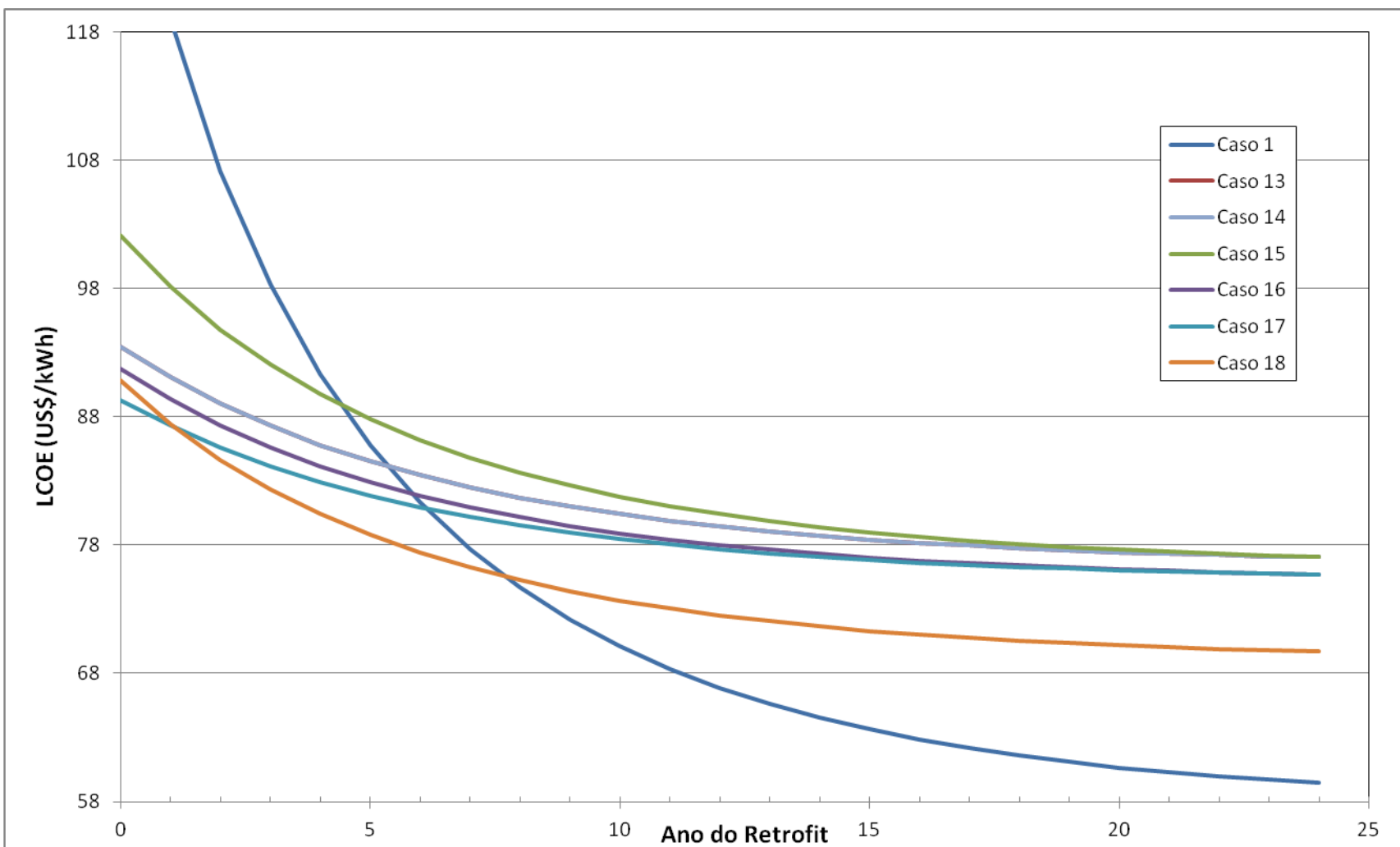


Figura 7-71 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit. Custos Constantes. FC=85% e r=15% (IGCC com Pré-Combustão)

A pré-combustão se mostra um caso peculiar, em que as curvas de LCOE são menos abertas, isto é, apresentam menor variação do LCOE com a evolução do ano do *retrofit*. É possível entender esta característica ao reparar que a pré-combustão exibe o menor custo de retrofitting em relação às duas outras opções tecnológicas. Ao ser descontado no tempo, este investimento futuro apresenta uma importância menor ao LCOE calculado, de forma que ele é pouco impactado. No entanto, de forma geral, os casos IGCC apresentam um investimento inicial para a construção da própria planta maior que as plantas PC.

Pode-se verificar pela Figura 7-71 a transição da escolha de investimento facilmente. O Caso 17, cujo *retrofit* inclui apenas um estágio de Shift e, portanto, um menor custo, apresenta um breve momento de destaque nos anos iniciais, sendo a opção de investimento com o retrofitting até o ano 1 (2013). A decisão de investimento é, então, dominada pelo Caso 18, que considera um reator de Shift em substituição ao reator de hidrólise na planta inicial, até o ano 7 (2019). A partir deste momento, o Caso 1, como uma opção mais conservadora, volta a apresentar a melhor opção de investimento. Pode-se perceber pela Figura 7-72 que todos os casos exibem um LCOE superior ao Caso 1 a partir do ano 10. Se assumirmos que toda planta IGCC já é, por si só, uma opção *ready*, pode-se dizer que a entrada da captura no período entre o ano 5 (2017) e 10 (2022) é um período crítico para a decisão de investimento.

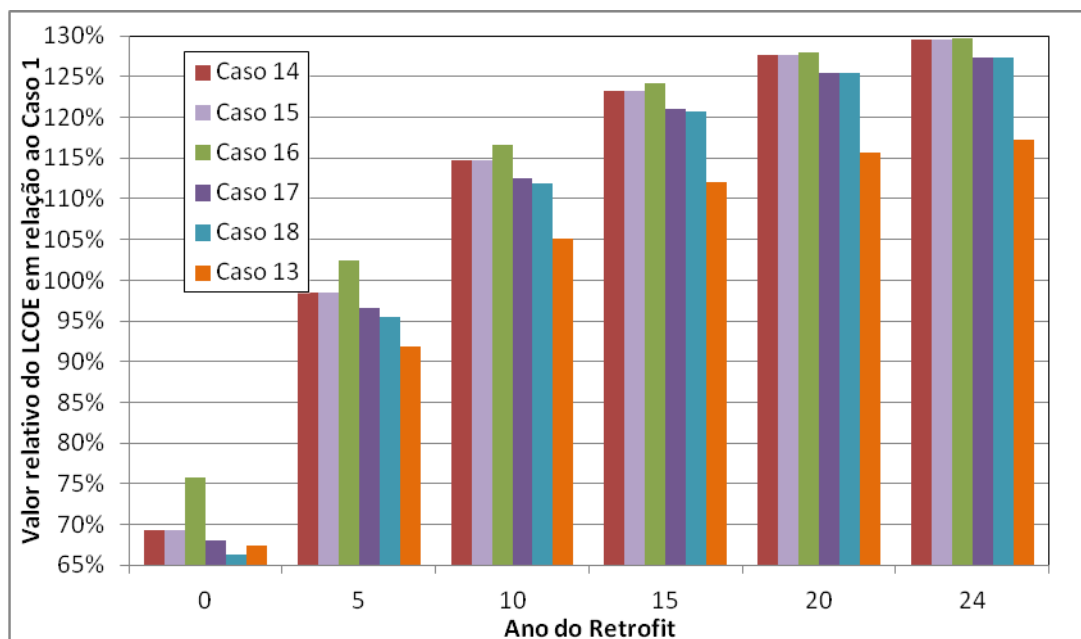


Figura 7-72 - Valor relativo do LCOE em relação ao Caso 1, em função do ano do Retrofit.
Custos Constantes. FC=85% e r=15% (IGCC com Pré-Combustão)

b) CMA

O CMA foi calculado para as opções de investimento na pré-combustão, e os resultados estão listados na Tabela 7-36 e representados na Figura 7-73. Assim como na pós-combustão, a decisão pelo menor CMA não apresentou um comportamento dinâmico como ocorreu para a oxi-combustão. Como pode-se verificar, a opção de menor CMA foi o Caso 18, para todos os anos.

Tabela 7-36 - Valores do CMA calculados com custos constantes (IGCC com Pré-Combustão)

FC=85% e r=15%

CMA (US\$/t CO₂)							
N	Caso 1	Caso 7	Caso 8	Caso 9	Caso 10	Caso 11	Caso 12
0,0	187,5	93,6	93,6	68,5	60,7	54,0	50,6
1,0	169,5	84,6	84,6	62,0	54,9	48,9	45,7
2,0	153,4	76,6	76,6	56,2	49,7	44,3	41,4
3,0	139,1	69,4	69,4	51,1	45,1	40,2	37,5
4,0	126,3	63,0	63,0	46,5	41,0	36,5	34,0
5,0	114,8	57,3	57,3	42,4	37,3	33,2	31,0
6,0	104,6	52,3	52,3	38,8	34,0	30,3	28,2
7,0	95,6	47,7	47,7	35,5	31,1	27,7	25,8
8,0	87,5	43,7	43,7	32,7	28,5	25,4	23,6
9,0	80,2	40,1	40,1	30,1	26,2	23,4	21,7
10,0	73,8	36,9	36,9	27,9	24,2	21,6	19,9
11,0	68,2	34,1	34,1	25,9	22,4	20,0	18,4
12,0	63,1	31,6	31,6	24,2	20,8	18,5	17,1
13,0	58,7	29,4	29,4	22,7	19,4	17,3	15,9
14,0	54,9	27,5	27,5	21,5	18,2	16,3	14,9
15,0	51,6	25,9	25,9	20,4	17,2	15,4	14,0
16,0	48,9	24,5	24,5	19,7	16,4	14,7	13,2
17,0	46,7	23,4	23,4	19,1	15,7	14,1	12,7
18,0	45,2	22,7	22,7	18,9	15,3	13,8	12,3
19,0	44,3	22,3	22,3	19,0	15,2	13,6	12,1
20,0	44,5	22,4	22,4	19,6	15,4	13,9	12,1
21,0	46,1	23,2	23,2	21,1	16,2	14,6	12,6
22,0	50,5	25,5	25,5	24,2	18,0	16,3	13,8
23,0	61,5	31,1	31,1	31,1	22,4	20,4	16,9
24,0	98,0	49,7	49,7	53,2	36,8	33,7	27,0

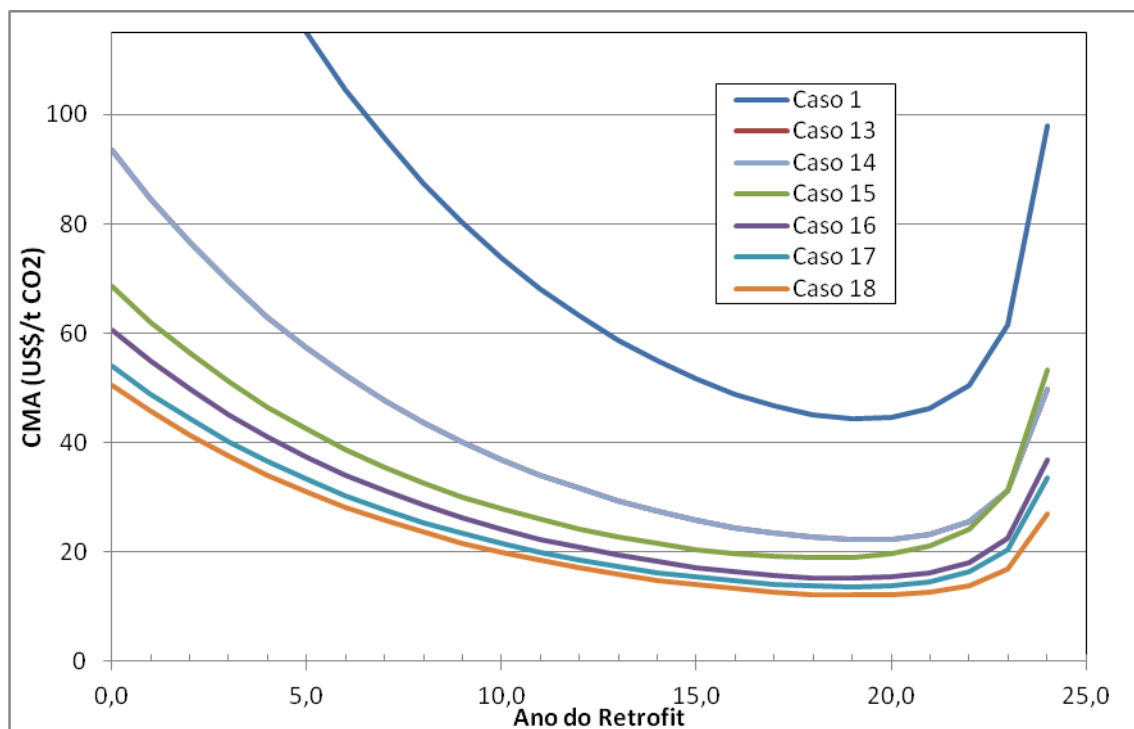


Figura 7-73 - Variação do CMA com o ano do Retrofit. Custos Constantes (IGCC com Pré-Combustão). FC=85% e r=15%.

7.3. Análise Financeira Dinâmica

Nesta seção, será feita a análise financeira dinâmica, conforme descrita no capítulo 3. Ela consiste nos mesmos cálculos realizados na análise financeira básica, entretanto esta se utilizará de curvas de aprendizado.

7.3.1. Pós-Combustão

a) LCOE

Assim como no item 7.2, o LCOE foi utilizado como indicador comparativo entre as escolhas de investimento. A tabela abaixo apresenta os valores do LCOE para cada um dos 6 casos, com uso das curvas de aprendizado. As curvas de aprendizagem foram utilizadas para estimar o investimento, o custo operacional e a penalidade energética da planta de captura no ano do *retrofit*. Além disso, também foram utilizadas curvas

para determinar o custo futuro de uma caldeira supercrítica, que deverá substituir uma caldeira subcrítica no caso 6.

Tabela 7-37 - Valores do LCOE calculados com curva de aprendizado (PC com Pós-Combustão).

FC=85% e r=15%

<u>LCOE (US\$/kWh)</u>						
N	Caso 1B	Caso 2B	Caso 3B	Caso 4B	Caso 5B	Caso 6B
0	134,8	97,8	93,8	92,4	92,3	94,5
1	117,9	91,3	88,2	87,1	87,3	89,1
2	105,5	86,2	83,8	82,9	83,2	84,5
3	96,3	82,1	80,2	79,5	79,9	80,6
4	89,2	78,8	77,3	76,7	77,2	77,4
5	83,6	76,1	74,9	74,5	75,0	74,6
6	79,2	73,8	72,9	72,6	73,1	72,2
7	75,7	72,0	71,2	71,0	71,6	70,2
8	72,8	70,5	69,8	69,6	70,3	68,5
9	70,4	69,2	68,7	68,5	69,2	67,1
10	68,5	68,1	67,7	67,6	68,3	65,8
11	66,9	67,2	66,9	66,8	67,5	64,8
12	65,5	66,4	66,2	66,1	66,8	63,9
13	64,4	65,7	65,6	65,6	66,3	63,1
14	63,5	65,2	65,1	65,1	65,8	62,5
15	62,7	64,7	64,7	64,7	65,4	62,0
16	62,0	64,3	64,3	64,3	65,1	61,5
17	61,4	64,0	64,0	64,0	64,8	61,1
18	61,0	63,7	63,7	63,8	64,5	60,8
19	60,5	63,4	63,5	63,6	64,3	60,5
20	60,2	63,2	63,3	63,4	64,1	60,2
21	59,9	63,0	63,1	63,2	64,0	60,0
22	59,6	62,9	63,0	63,1	63,8	59,8
23	59,4	62,7	62,9	63,0	63,7	59,7
24	59,2	62,6	62,8	62,8	63,6	59,6
25	59,1	62,5	62,7	62,8	63,5	59,5

Na análise financeira básica, foi verificado que os casos 4, 6 e 1 correspondiam, nesta ordem, às opções de menor LCOE na evolução do ano do *retrofit*. Pode-se verificar pela tabela acima que estes casos continuam a exercer papéis de destaque. Por isso, foi elaborada a figura Figura 7-74, em que somente estes casos são

representados. Pode-se perceber que foram representados tanto o valor da análise financeira básica como da dinâmica.

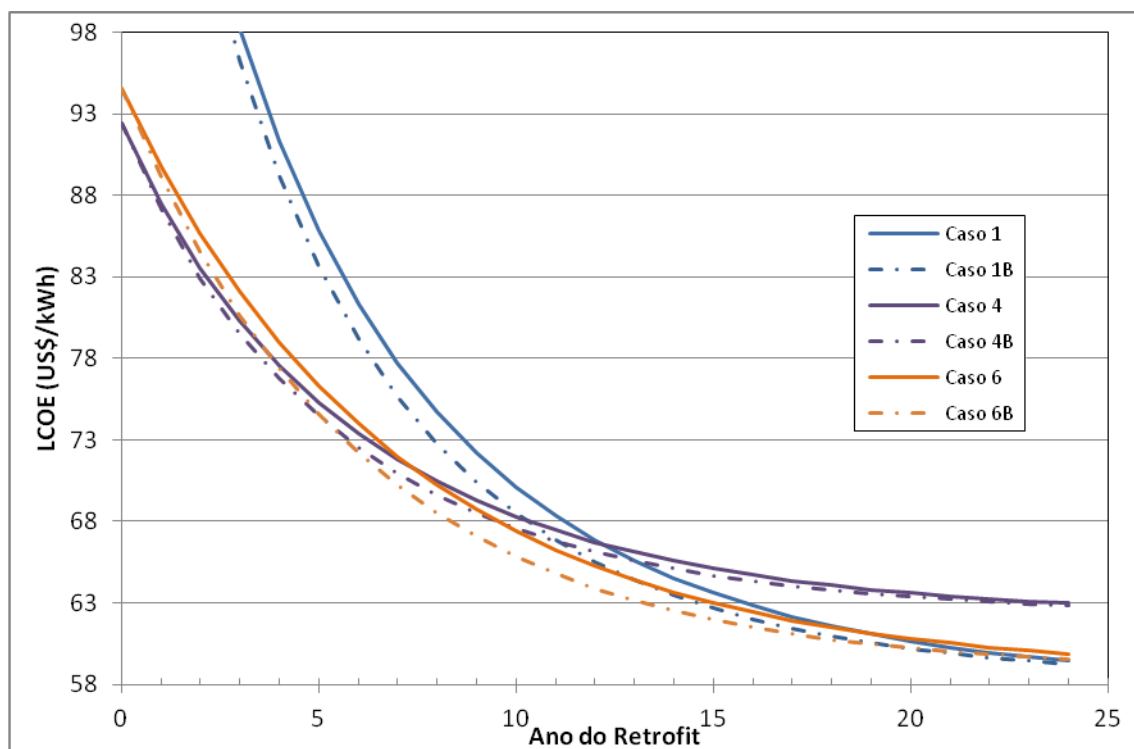


Figura 7-74 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit.

Curvas contínuas representam custos constantes e curvas pontilhadas com aprendizado tecnológico. FC=85% e r=15% (PC com Pós-Combustão)

É visível, pela Figura 7-74 acima, que a curva de aprendizagem reduz o LCOE, formando uma espécie de "barriga" na curva original. Isso se deve à dualidade de efeitos entre a redução de custo no longo prazo, devido ao aprendizado, e à menor importância do valor futuro, realçado pela taxa de desconto, que neste caso foi de 15%. Por isso, os valores de "N" iguais a 0 e 25 correspondem ao mesmo valor, i.e., a curva de aprendizagem não influencia significativamente o LCOE quando a captura entra no ano 0 ou no ano 25.

Pela formação acentuada das curvas tracejadas, pode-se verificar que o cruzamento entre as curvas é antecipado, se comparar às curvas preenchidas. Isso significa que, devido à redução de custos, o perfil de preferência entre as opções de

investimento ao longo do tempo foi alterada. Por exemplo, verifica-se que a transição entre os casos 4 e 6, que ocorria no ano 8, agora ocorre no ano 5. Já a transição de 6 para 1, que ocorria próximo do ano 19, agora ocorre mais próximo do ano 18.

A alteração dos custos do caso dinâmico e do caso básico pode ser melhor visualizado na Figura 7-75. Nela, estão representadas as curvas da variação percentual do valor dinâmico sobre o valor original. Como era de se esperar, para o *retrofit* no ano 0 e na tendência ao ano 25, os valores tendem a 100%.

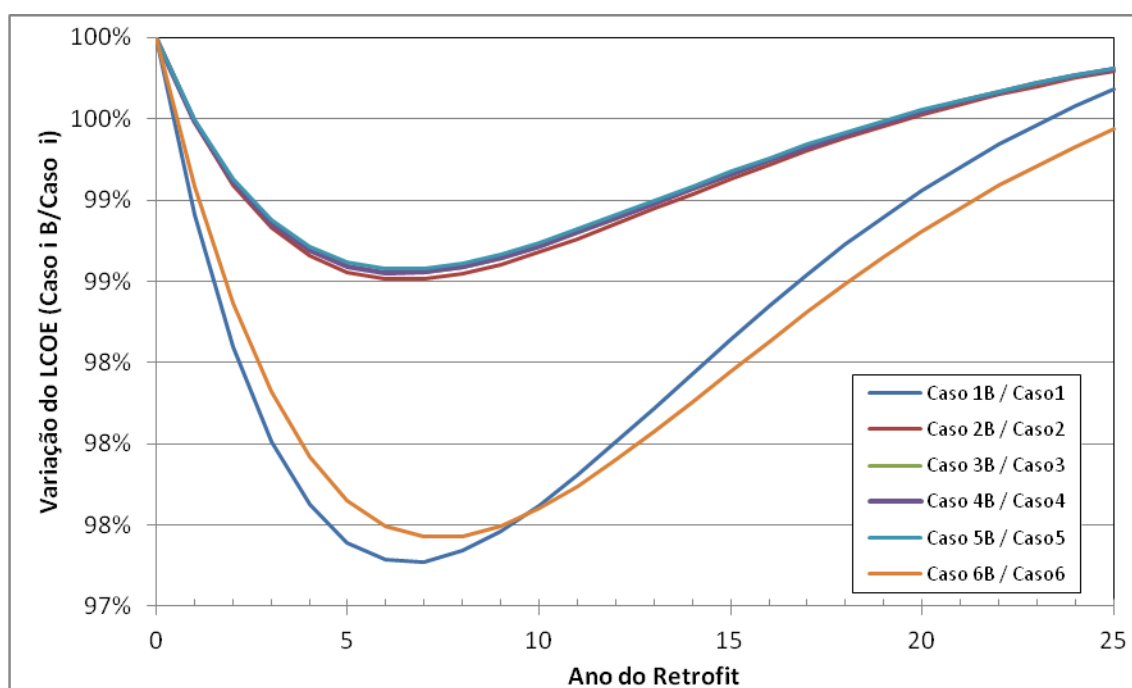


Figura 7-75 - Variação do Caso B em relação ao Caso original em função do ano.

Pode-se verificar que os casos 1 e 6 apresentam a maior redução de custo em relação aos casos originais, e que o ponto de mínimo ocorre nos anos 7 e 8, simultaneamente. Já os casos 2, 3, 4 e 5 apresentam reduções menores, todas com o ponto de mínimo em torno de 7 anos. Pode-se dizer que esta é a faixa de tempo em que os efeitos da curva de aprendizagem são maiores, em relação aos efeitos contrários da taxa de desconto.

Existe muita incerteza acerca da perspectiva futura das tecnologias e do seu potencial de redução de custos. A partir de uma avaliação baseada em valores da literatura, foi possível alterar os resultados da análise financeira realizada

inicialmente. Portanto, a análise de incerteza dos dados de entrada e sua influência nos resultados do modelo financeiro utilizado, são de grande utilidade para avaliar como a decisão de empreendimento deve evoluir.

b) CMA

Novamente, além do LCOE, o CMA também foi calculado. A tabela a seguir apresenta o resultado dos 6 casos, considerando a curva de aprendizagem.

Tabela 7-38 - Valores do CMA calculados com curva de aprendizado (PC com Pós-Combustão)

FC=85% e r=15%

N	CMA (US\$/t CO ₂)					
	Caso 1B	Caso 2B	Caso 3B	Caso 4B	Caso 5B	Caso 6B
0,0	187,5	119,2	115,3	115,3	114,4	324,0
1,0	162,9	104,2	100,7	100,7	100,0	286,7
2,0	141,8	91,2	88,2	88,2	87,5	254,2
3,0	123,6	80,0	77,3	77,3	76,7	225,8
4,0	108,0	70,4	68,0	67,9	67,4	201,0
5,0	94,5	62,0	59,9	59,8	59,4	179,4
6,0	83,0	54,8	52,8	52,8	52,4	160,4
7,0	73,0	48,5	46,8	46,8	46,4	143,9
8,0	64,4	43,1	41,5	41,5	41,2	129,5
9,0	57,0	38,4	37,0	37,0	36,7	116,9
10,0	50,6	34,4	33,1	33,1	32,8	106,0
11,0	45,1	30,9	29,7	29,7	29,5	96,4
12,0	40,4	27,9	26,8	26,8	26,6	88,2
13,0	36,4	25,3	24,3	24,3	24,1	81,2
14,0	32,9	23,1	22,2	22,2	22,0	75,2
15,0	30,0	21,3	20,5	20,5	20,3	70,2
16,0	27,6	19,8	19,0	19,0	18,8	66,2
17,0	25,7	18,6	17,9	17,9	17,7	63,1
18,0	24,3	17,8	17,1	17,1	16,9	61,2
19,0	23,3	17,3	16,6	16,6	16,4	60,5
20,0	23,0	17,3	16,6	16,6	16,4	61,4
21,0	23,6	18,0	17,3	17,3	17,1	65,0
22,0	25,6	20,0	19,1	19,1	18,9	73,2
23,0	31,3	24,9	23,8	23,8	23,5	92,7
24,0	50,6	41,2	39,3	39,3	38,9	156,3

A informação de interesse acerca da variação do CMA original com os valores calculados utilizando as curvas de aprendizagem pode ser visualizada na Figura 7-76.

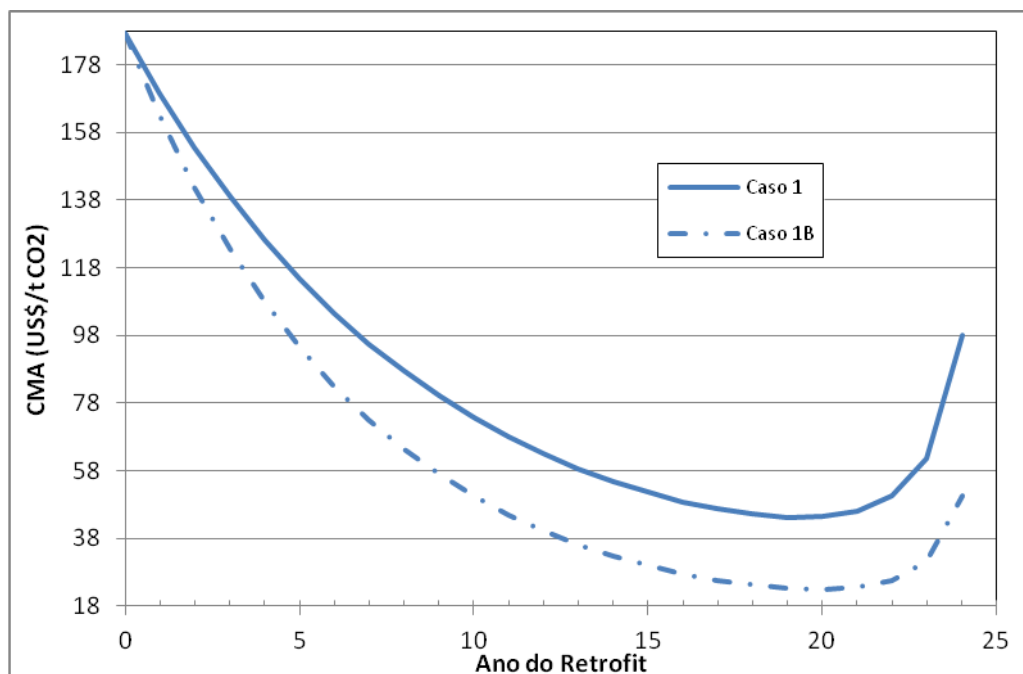


Figura 7-76 - Exemplo de variação do CMA com e sem aprendizado. (Caso 1)

Somente foi apresentado um único caso, mas os outros foram análogos. Como se pode depreender, a redução de custos determinada pela curva de aprendizagem foi capaz de alterar a curva de CMA para baixo, de forma que custos menores de CMA foram encontrados. O ponto de mínimo foi pouco afetado, para todos os casos.

A análise do CMA, apesar de importante, não diz muito a respeito da análise de decisão entre os empreendimentos. Além disso, é visível a influência dos parâmetros no formato da curva. Mais importante ainda, a escolha pelo menor CMA não é alterada. Portanto, não se fará a análise de incerteza em relação ao CMA.

7.3.2.Oxi-Combustão

a) LCOE

A tabela abaixo apresenta o valor calculado do LCOE para os casos de oxi-combustão considerando a utilização de curvas de aprendizado tecnológico. As curvas

de aprendizagem foram utilizadas para estimar o investimento, o custo operacional e a penalidade energética da planta de captura no ano do *retrofit*. Além disso, também foram utilizadas curvas para determinar o custo futuro de uma caldeira supercrítica, que deverá substituir uma caldeira subcrítica no caso 12.

Tabela 7-39 - Valores do LCOE calculados com curva de aprendizado

(PC com Oxi-Combustão).

FC=85% e r=15%

<u>LCOE (US\$/kWh)</u>							
N	Caso 1B	Caso 7B	Caso 8B	Caso 9B	Caso 10B	Caso 11B	Caso 12B
0	134,8	121,4	98,1	98,1	96,2	94,1	106,6
1	117,9	108,4	91,7	91,8	90,4	88,5	98,5
2	105,5	98,7	86,6	86,7	85,6	84,0	92,0
3	96,3	91,2	82,5	82,6	81,7	80,3	86,7
4	89,2	85,3	79,1	79,2	78,6	77,3	82,3
5	83,6	80,6	76,3	76,5	75,9	74,8	78,6
6	79,2	76,9	74,0	74,1	73,7	72,7	75,6
7	75,7	73,8	72,1	72,2	71,9	70,9	73,0
8	72,8	71,3	70,5	70,6	70,4	69,5	70,9
9	70,4	69,2	69,1	69,3	69,1	68,2	69,1
10	68,5	67,5	68,0	68,1	68,0	67,2	67,5
11	66,9	66,1	67,0	67,2	67,1	66,3	66,2
12	65,5	64,9	66,2	66,4	66,3	65,5	65,1
13	64,4	63,9	65,5	65,7	65,6	64,9	64,2
14	63,5	63,1	64,9	65,1	65,1	64,4	63,4
15	62,7	62,4	64,4	64,6	64,6	63,9	62,7
16	62,0	61,7	64,0	64,2	64,2	63,5	62,1
17	61,4	61,2	63,6	63,8	63,8	63,2	61,6
18	61,0	60,8	63,3	63,5	63,5	62,9	61,2
19	60,5	60,4	63,1	63,2	63,3	62,6	60,8
20	60,2	60,1	62,8	63,0	63,1	62,4	60,5
21	59,9	59,8	62,6	62,8	62,9	62,3	60,2
22	59,6	59,6	62,5	62,6	62,7	62,1	60,0
23	59,4	59,4	62,3	62,5	62,6	62,0	59,8
24	59,2	59,3	62,2	62,4	62,5	61,9	59,6
25	59,1	59,1	62,1	62,2	62,4	61,8	59,5

Na análise financeira básica, foi verificado que os casos 11, 7 e 1 correspondiam, nesta ordem, às opções de menor LCOE na evolução do ano do

retrofit. Pode-se verificar pela tabela acima que estes casos continuam a exercer papéis de destaque. Por isso, foi elaborada a figura a seguir, em que somente estes casos são representados. Pode-se perceber que foram representados tanto o valor da análise financeira básica como da dinâmica.

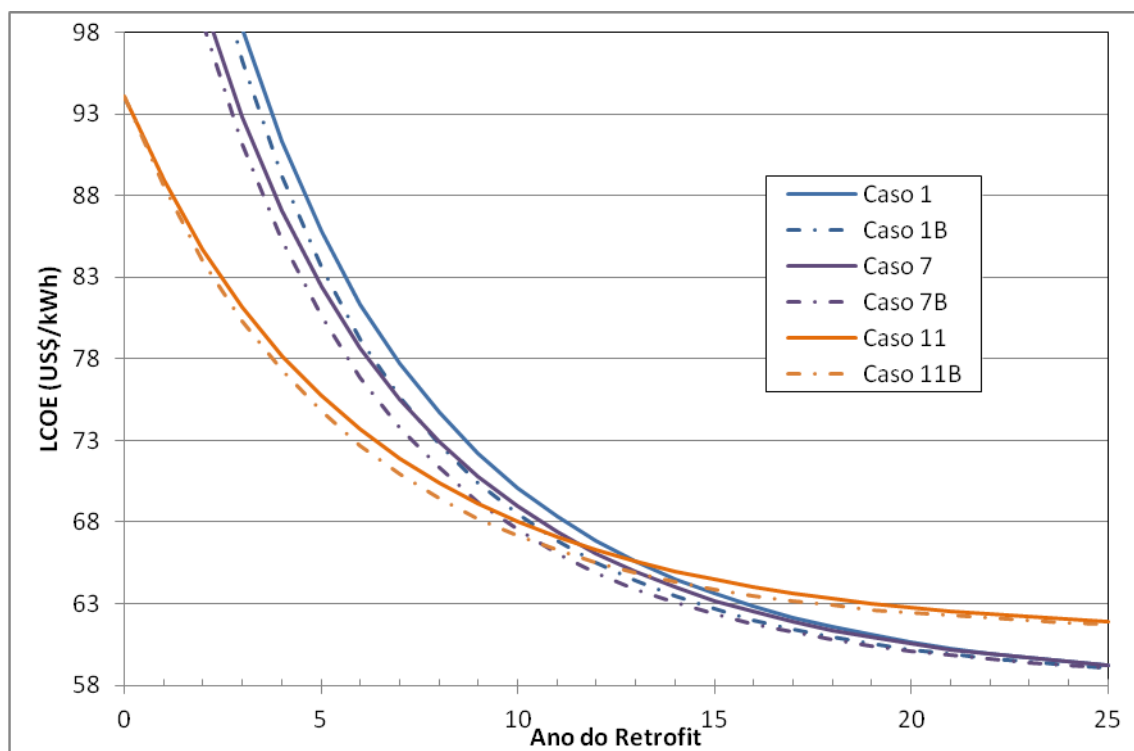


Figura 7-77 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit.

Curvas contínuas representam custos constantes e curvas pontilhadas com aprendizado tecnológico. FC=85% e r=15% (PC com Oxi-Combustão)

Além disso, pode-se verificar a formação da mesma "barriga" apresentada na pós-combustão, devido ao modelo de aprendizagem. Novamente, a transição da seleção de melhor investimento é antecipada. O Caso 11, que era a melhor opção até o ano 11, agora só o é até o ano 11. A partir deste momento, o Caso 7 passa a ser a melhor opção até o ano 23, ao contrário do caso financeiro básico, em que o Caso 12 apresentava uma breve janela como melhor opção e o Caso 7 dominava até o ano 24.

Novamente, é interessante analisar a influência da curva de aprendizado no valor do LCOE calculado pela análise financeira básica. O valor entre os dois custos está representado na figura a seguir para os seis casos de oxi-combustão e o Caso 1.

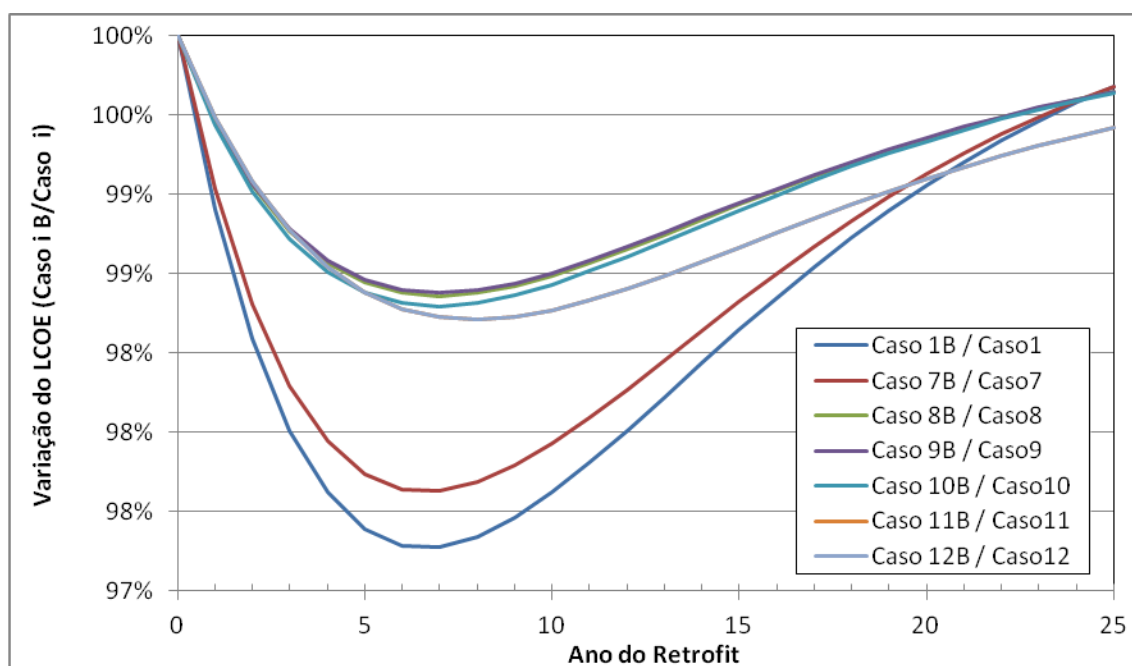


Figura 7-78 - Variação do Caso B em relação ao Caso original em função do ano. (PC com Oxi-Combustão)

Pode-se verificar que os casos 1 e 7 são mais afetados pelo modelos de aprendizado,, chegando a valores quase 3% inferiores aos valores originais no ponto de mínimo. Todos os casos apresentam o ponto de mínimo no ano 6, a exceção dos Casos 11 e 12, que o apresenta no ano 7.

b) CMA

Novamente, além do LCOE, o CMA também foi calculado. A tabela a seguir apresenta o resultado dos 6 casos, considerando a curva de aprendizagem.

Tabela 7-40 - Valores do CMA calculados com curva de aprendizado (PC com Oxi-Combustão)

FC=85% e r=15%

CMA (US\$/t CO₂)							
N	Caso 1B	Caso 7B	Caso 8B	Caso 9B	Caso 10B	Caso 11B	Caso 12B
0,0	187,5	175,3	166,1	164,5	170,7	170,5	235,0
1,0	162,9	152,9	146,6	145,1	150,5	150,4	209,8
2,0	141,8	133,6	129,6	128,3	133,0	132,9	187,6
3,0	123,6	116,9	114,8	113,7	117,8	117,7	168,1
4,0	108,0	102,6	101,9	100,9	104,5	104,4	150,9
5,0	94,5	90,2	90,7	89,8	92,9	92,8	135,8
6,0	83,0	79,5	80,9	80,1	82,8	82,8	122,4
7,0	73,0	70,2	72,4	71,7	74,1	74,0	110,8
8,0	64,4	62,2	65,0	64,3	66,4	66,4	100,5
9,0	57,0	55,3	58,5	57,9	59,8	59,7	91,5
10,0	50,6	49,4	52,9	52,4	54,0	53,9	83,6
11,0	45,1	44,3	48,0	47,5	49,0	49,0	76,8
12,0	40,4	39,8	43,8	43,4	44,7	44,6	70,9
13,0	36,4	36,1	40,2	39,8	41,0	41,0	65,8
14,0	32,9	32,9	37,2	36,8	37,9	37,8	61,5
15,0	30,0	30,2	34,7	34,3	35,3	35,2	58,0
16,0	27,6	28,0	32,6	32,3	33,2	33,2	55,2
17,0	25,7	26,2	31,1	30,8	31,6	31,6	53,3
18,0	24,3	24,9	30,1	29,8	30,6	30,5	52,2
19,0	23,3	24,2	29,8	29,4	30,2	30,1	52,2
20,0	23,0	24,0	30,2	29,9	30,6	30,6	53,7
21,0	23,6	24,9	32,0	31,7	32,4	32,4	57,6
22,0	25,6	27,4	36,1	35,7	36,5	36,5	65,9
23,0	31,3	33,9	45,8	45,3	46,3	46,2	84,7
24,0	50,6	55,7	77,5	76,7	78,2	78,1	145,4

Como a oxi-combustão foi o único caso em que o CMA apresentou um comportamento mais complexo, foi realizada a figura abaixo para visualizar a transição da decisão de investimento pelo menor CMA, assim como o efeito d curva de aprendizado tecnológico no valor do CMA. Para melhor visualizar a transição, foi utilizado no gráfico abaixo o logaritmo do CMA.

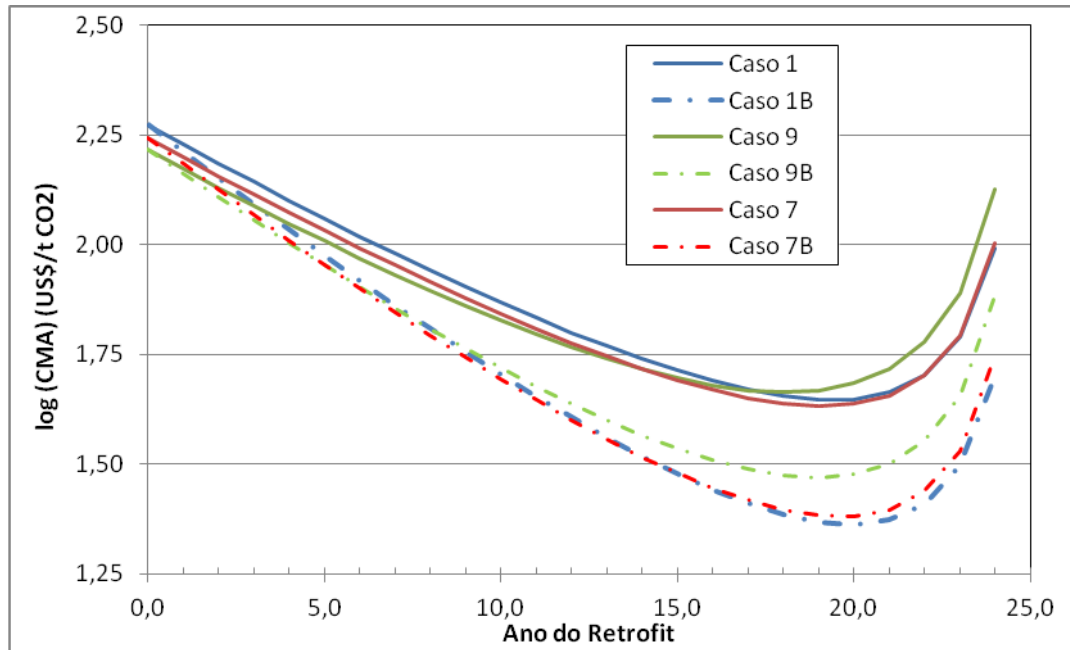


Figura 7-79 - Variação do logaritmo do CMA com e sem aprendizado.

Pode-se verificar mais uma vez o efeito característico da curva de aprendizagem no CMA, em que o valor no ano 0 é o mesmo do caso sem a curva de aprendizagem, e uma redução do CMA até o ponto de mínimo. Além disso, a transição entre os casos também é alternada. O Caso 9 apresenta a melhor opção somente até o ano 5 (2017), enquanto que o Caso 7 domina até o ano 13 (2025), quando o Caso 1 volta a dominar.

Apesar do comportamento dinâmico da CMA para a oxi-combustão, optou-se por não realizar a análise probabilística para esta ferramenta.

7.3.3. Pré-Combustão

A tabela abaixo apresenta o valor calculado do LCOE para os casos de pré-combustão considerando a utilização de curvas de aprendizado tecnológico. As curvas de aprendizagem foram utilizadas para estimar o investimento, o custo operacional e a penalidade energética da planta de captura no ano do *retrofit*.

Tabela 7-41 - Valores do LCOE calculados com curva de aprendizado

(IGCC com Pré-Combustão).

FC=85% e r=15%

LCOE (US\$/kWh)							
N	Caso 1B	Caso 13B	Caso 14B	Caso 15B	Caso 16B	Caso 17B	Caso 18B
0	134,8	93,5	102,2	94,6	91,8	89,3	90,8
1	117,9	90,8	97,9	91,1	89,2	87,2	87,2
2	105,5	88,5	94,5	88,2	87,0	85,3	84,3
3	96,3	86,6	91,6	85,8	85,2	83,8	81,9
4	89,2	85,1	89,3	83,8	83,7	82,5	80,0
5	83,6	83,8	87,3	82,2	82,4	81,5	78,3
6	79,2	82,7	85,7	80,8	81,4	80,6	76,9
7	75,7	81,8	84,3	79,6	80,5	79,8	75,8
8	72,8	81,0	83,2	78,7	79,7	79,1	74,8
9	70,4	80,3	82,2	77,8	79,1	78,6	74,0
10	68,5	79,8	81,4	77,1	78,5	78,1	73,3
11	66,9	79,3	80,6	76,5	78,1	77,7	72,7
12	65,5	78,9	80,0	76,0	77,7	77,4	72,2
13	64,4	78,6	79,5	75,5	77,3	77,1	71,8
14	63,5	78,3	79,1	75,2	77,0	76,8	71,4
15	62,7	78,0	78,7	74,8	76,8	76,6	71,1
16	62,0	77,8	78,4	74,6	76,6	76,4	70,8
17	61,4	77,6	78,1	74,3	76,4	76,3	70,6
18	61,0	77,5	77,9	74,1	76,2	76,1	70,4
19	60,5	77,4	77,7	74,0	76,1	76,0	70,2
20	60,2	77,3	77,5	73,8	76,0	75,9	70,1
21	59,9	77,2	77,3	73,7	75,9	75,8	69,9
22	59,6	77,1	77,2	73,6	75,8	75,8	69,8
23	59,4	77,0	77,1	73,5	75,7	75,7	69,7
24	59,2	77,0	77,0	73,4	75,7	75,7	69,7
25	59,1	76,9	76,9	73,3	75,6	75,6	69,6

Como mais uma vez os casos 17, 18 e 1 se destacam, nesta ordem, como as opções de investimento, somente estes casos foram representados na Figura 7-80. Enquanto que a transição dos Casos 17 para 18 continua a ocorrer no ano 1 (2013), a transição do Caso 18 para o Caso 1 foi antecipada para o ano 7 (2019).

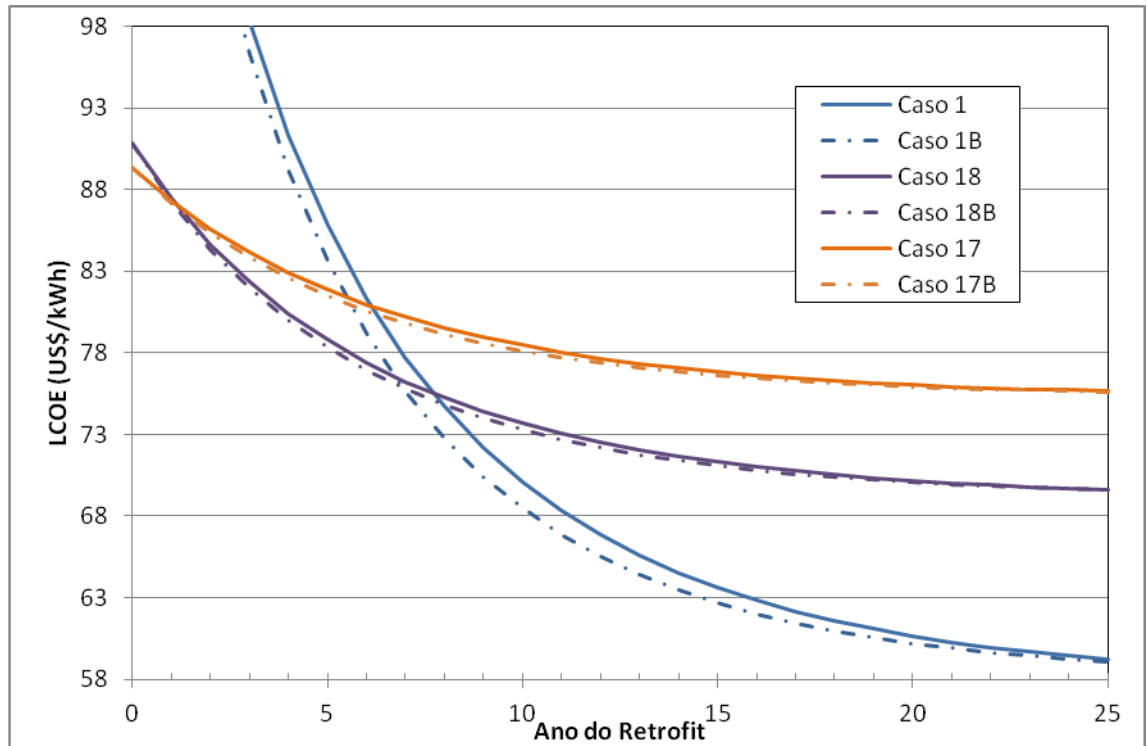


Figura 7-80 - Variação do LCOE com o ano do Retrofit.

Curvas contínuas representam custos constantes e curvas pontilhadas com aprendizado tecnológico. FC=85% e r=15% (IGCC com Pré-Combustão)

É possível verificar também que o desvio formado pelos casos do IGCC são mais estreitas que a do Caso 1. Isso se deve não ao perfil de aprendizado, que para a absorção química e física foram semelhantes, mas ao valor inicial da unidade de captura, que para a absorção física é relativamente menor. Esta comparação pode ser melhor visualizada na figura a seguir.

É possível notar que a maioria dos casos (14 a 18) apresenta uma redução muito baixa, com valor mínimo em cerca de 99,4% do valor original. O Caso 13 apresenta uma redução ligeiramente superior, até 99,1%. No entanto, pode-se notar que a redução pelo aprendizado tecnológico afeta fortemente o Caso 1.

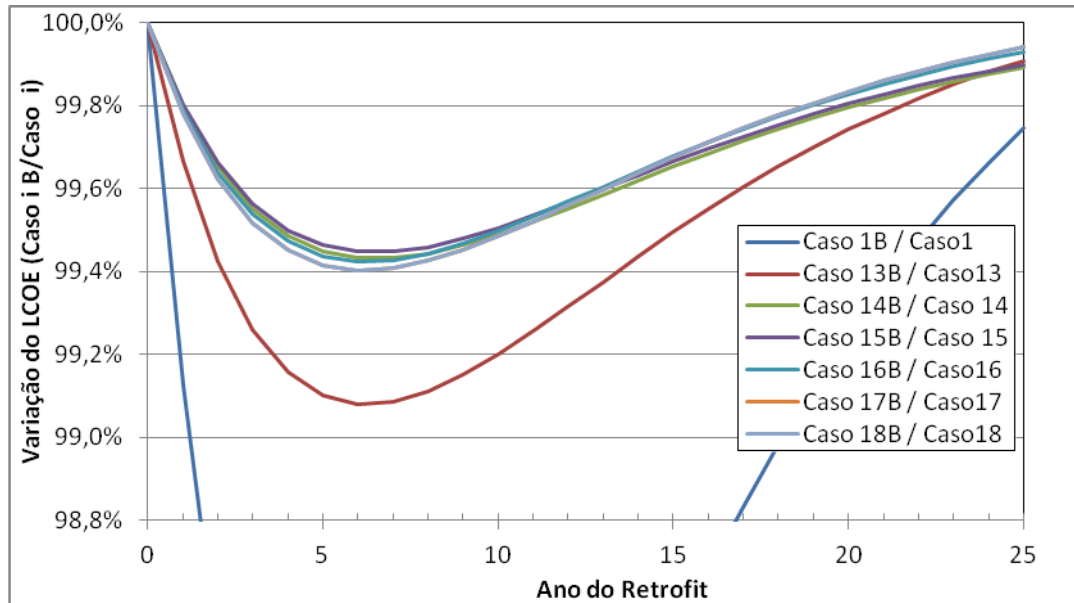


Figura 7-81 - Variação do Caso B em relação ao Caso original em função do ano. (IGCC com Pré-Combustão)

Como a pré-combustão não apresentou uma transição de decisão ao usar o CMA como ferramenta comparativa, ela não será analisada. Além disso, ela também não será analisada na análise probabilística, a seguir.

7.4. Análise Financeira Probabilística

Nesta seção, será realizada a análise financeira probabilística, conforme mencionada no capítulo 3. Esta análise consiste em uma análise de incerteza dos parâmetros de entrada (ex: custos, LR, taxa de desconto) e verifica os efeitos destes no resultado do modelo determinístico. O modelo utilizado foi o mesmo descrito no capítulo 3 e utilizados nos itens 7.2 e 7.3. Para realizar esta análise foi utilizado o software Crystal Ball®.

Inicialmente, deve ser inserido no software o perfil de variação de cada um dos parâmetros. Para isso, deve-se determinar a curva de probabilidade que melhor ajusta a variabilidade dos parâmetros. Em geral, podem-se utilizar dados experimentais ou valores da literatura, desde que estes sejam independentes. Em outras palavras, caso sejam identificados valores repetidos, deve-se verificar se eles tiveram a mesma fonte

de origem, caso contrário não será possível determinar, de fato, uma variação do parâmetro.

Para casos com poucos dados disponíveis, a metodologia utilizada foi considerar uma curva de distribuição triangular. Para isso, tudo o que se precisa é um valor para a mediana, um valor de máximo e um valor de mínimo. Todas as *learning rates* (LR) se incluem nesta categoria. Apesar de diversos artigos e relatórios apresentarem LR tendendo para os mesmos valores, foi identificado que a maioria se refere ao mesmo estudo do grupo de Carnegie Mellon.

Para os custos, tanto do investimento inicial como de O&M, foi realizada uma extensa revisão de dados na literatura (IEA GHG, 2006; MIT, 2007; IEA, 2007; NETL/DOE, 2007; Broek et al, 2009; IEA, 2011, IECM). Os dados foram listados e comparados, de forma que foi possível determinar uma média e um desvio padrão para cada um. Além disso, foi verificado que a curva de probabilidade que melhor representava os dados era uma distribuição Normal. No entanto, os valores encontrados muitas das vezes não se referiam a plantas *ready*, mas a plantas novas, com ou sem captura. Por isso, optou-se por utilizar o coeficiente de variação como métrica comum. Este coeficiente é descrito como:

$$\varphi = \frac{\text{desvio padrão}}{\text{média}}$$

Ao assumir que o coeficiente de variação é o mesmo, foi possível determinar uma distribuição normal para cada custo. Como valor mais provável (mediana e média, para a distribuição normal) foram escolhidos os valores descritos na elaboração dos casos.

7.4.1. Pós-Combustão

7.4.1.1. Parâmetros de Entrada

A definição das outras distribuições apresentadas na Tabela 7-42 possuiu um caráter qualitativo. Por exemplo, para determinar a variação da taxa de desconto setorial, foi estimado que o valor de 15% seria o valor mais provável. Em seguida,

assumiu-se que a distribuição seria simétrica, com uma variação padrão. Os limites inferiores de 5% e 25% representariam, por exemplo, investidores com menor ou maior preferência pelo presente. O mesmo foi feito para o fator de capacidade das plantas, conforme pode ser observado na figura.

Já para o valor do coeficiente de crescimento exponencial, a metodologia utilizada foi outra. Por se mostrar como o parâmetro de entrada com maior grau de incerteza, optou-se por utilizar uma distribuição equiprovável. A escolha da distribuição foi feita devido à possibilidade de diversos cenários, que não são sinalizados com clareza no momento – i.e., para os quais ainda não é possível atribuir uma maior ou menor probabilidade de ocorrência. Optou-se, então, por utilizar uma variação igual ao valor médio, de 15%, conforme foi utilizado nas análises anteriores. Interessante notar que o caso básico, que equivale a um valor constante do número de projetos ($d=0$), está contido nesta análise de forma equiprovável a casos de crescimento exponencial ($d>0$).

Tabela 7-42 - Parâmetros de entrada e distribuições utilizadas (PC com Pós-Combustão)

Parâmetro	Distribuição	Valor / Média	Variação (+/-)	Coef. De Variação
LR Cap IF	Triangular	11%	5,50%	-
LR Cap OM	Triangular	23%	5,50%	-
LR PC IF	Triangular	6%	3,00%	-
LR PC OM	Triangular	15%	7,00%	-
C_{base}	Normal	Padrão*	-	28,7%
C_{cap}	Normal	Padrão*	-	44,2%
C_{om}^b	Normal	Padrão*	-	7,5%
C_{om}^c	Normal	Padrão*	-	8,6%
FC	Triangular	85%	15%	-
r	Triangular	15%	10,00%	-
d	Equiprovável	15%	15%	-

* Os valores utilizado nas análises anteriores foram considerados como a média.

A partir destas hipóteses, foi possível calcular o LCOE para cada um dos casos elaborados. Os resultados serão apresentados e discutidos a seguir.

7.4.1.2. Resultados

Como já foi mencionado no capítulo 3, o Crystal Ball® utiliza o método de amostragem por Monte Carlo, apoiado ainda pelo método do hipercubo latino. Desta forma, foi possível determinar cerca de 10.000 valores para cada caso estudado, em intervalos que percorrem toda a extensão de variação dos parâmetros. Foram calculados 3.440.344 resultados, que foram distribuídos entre os 6 casos elaborados, cuja variação do ano de *retrofit* ocorreu do ano 0 ao ano 24.

Uma vez calculados todos os resultados, o software permite uma série de análises. Uma delas, é o ajuste de curvas de distribuição de probabilidade. Interessantemente, todos os casos, para cada variação do "N", foram ajustados por uma distribuição log-normal. O programa também permite extrair todas as distribuições, com seus ajustes, faixas de confiança e parâmetros estatísticos básicos.

Destacam-se os valores das medianas, que representam os valores mais prováveis da distribuição. Para cada um dos 12 casos (incluindo os casos básicos e dinâmicos), a mediana foi determinada. A Figura 7-82 apresenta os valores calculados de forma determinística em relação às medianas encontradas pelo software. Um modelo determinístico perfeitamente ajustado se aproximaria de uma reta com 45° de inclinação no primeiro quadrante. No entanto, um modelo bem ajustado não é tão comum assim (Hacon, 1996; Shu, 2008). Desta forma, o gráfico realizado permite identificar se o modelo determinístico possui uma tendência de super ou subestimar os valores.

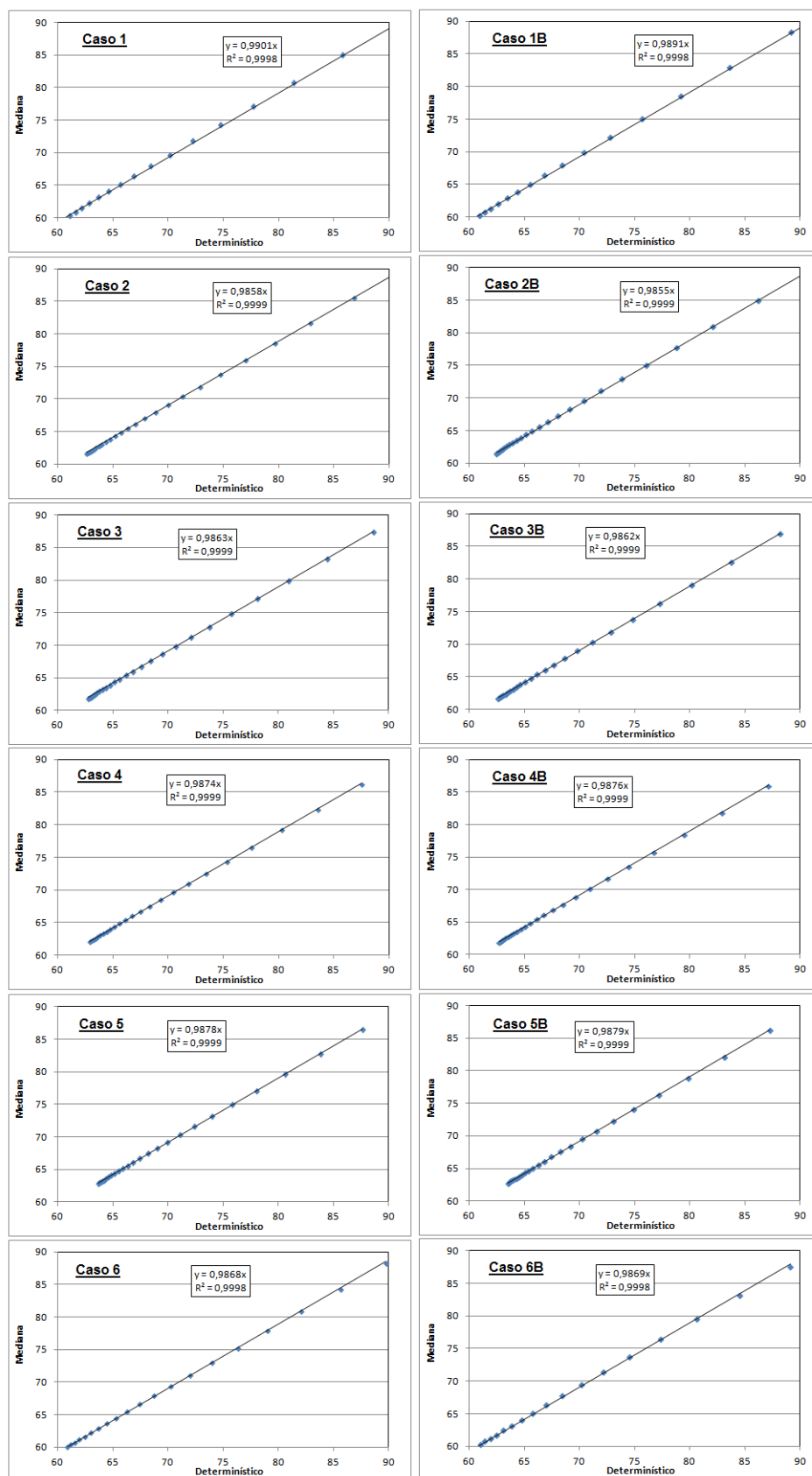


Figura 7-82 - Relação entre caso mediana e o caso determinístico. PC com Pós-Combustão.

Como se pode verificar, todos os 12 casos foram muito bem representados, sendo o menor valor do coeficiente angular igual a 0,9863, enquanto que a reta ideal teria coeficiente angular igual a $\tan(45^\circ) = 1$. Os resultados indicam que o modelo determinístico possui uma tendência geral de subestimar por pouco a mediana. O mesmo pode ser visualizado na Figura 7-83.

Outra resultado importante é o desvio padrão e a faixa de confiança dos valores calculados. Foram calculadas as respostas relativas a 7% e 93% dos valores de cada caso, para cada ano. A área contida dentro desta variação, de 7 a 93%, corresponde a 86% dos valores calculados pelo modelo, e é praticamente igual à área da mediana, mais ou menos uma variação no desvio geométrico. Desta forma, foi formada uma região de certeza de 86% dos valores, ou uma área de certeza com um grau de desvio. O valor de 7% será definido como certeza inferior e o valor de 93% como certeza superior.

Para exemplificar, pode-se observar a Figura 7-83, em que constam a mediana, o valor determinístico, e a faixa de confiança. De outra forma, pode-se dizer com 86% de certeza que o valor de LCOE para cada um dos 12 casos se encontra dentro da região delimitada pelas curvas verde e vermelhas tracejadas. A mediana corresponde ao valor mais provável.

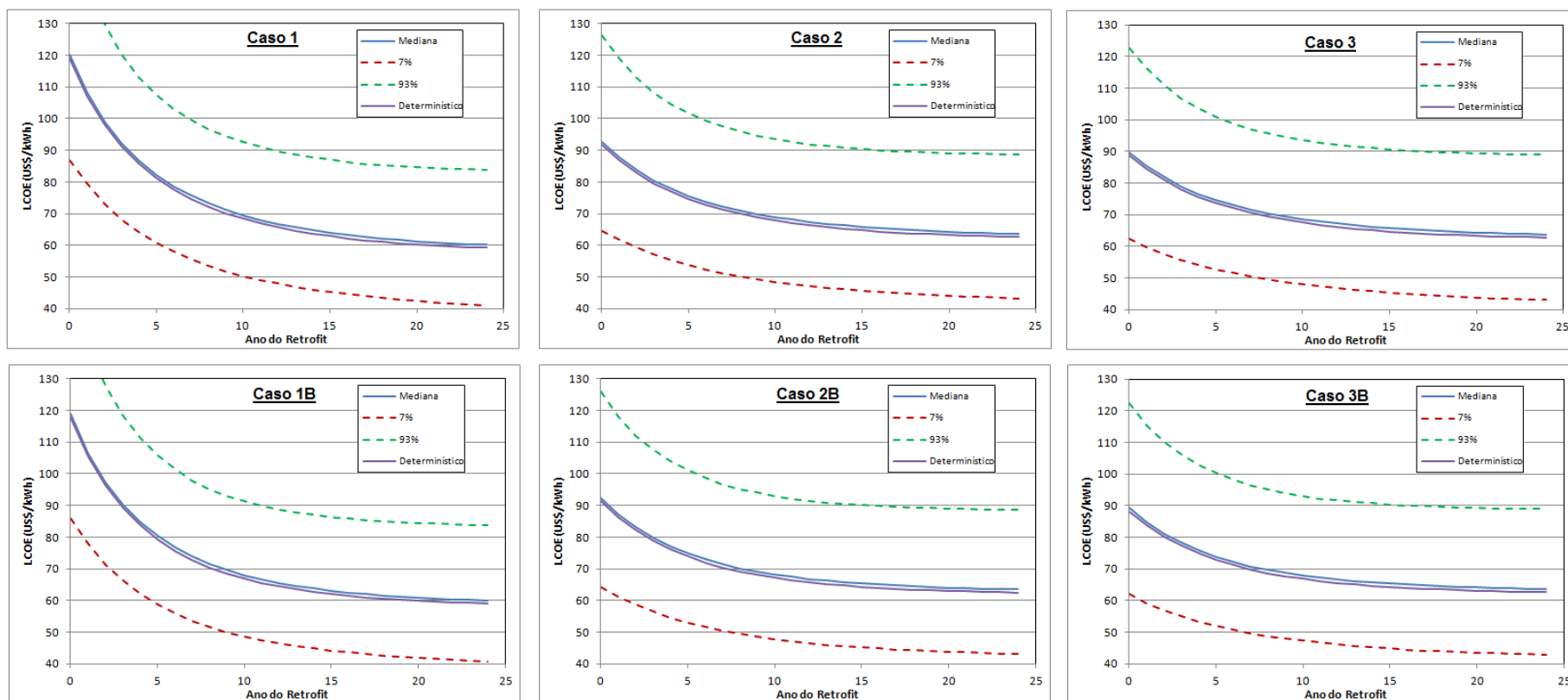


Figura 7-83 - Mediana, Região de Certeza e caso Determinístico. PC com Pós-Combustão (Casos 1, 2 e 3).

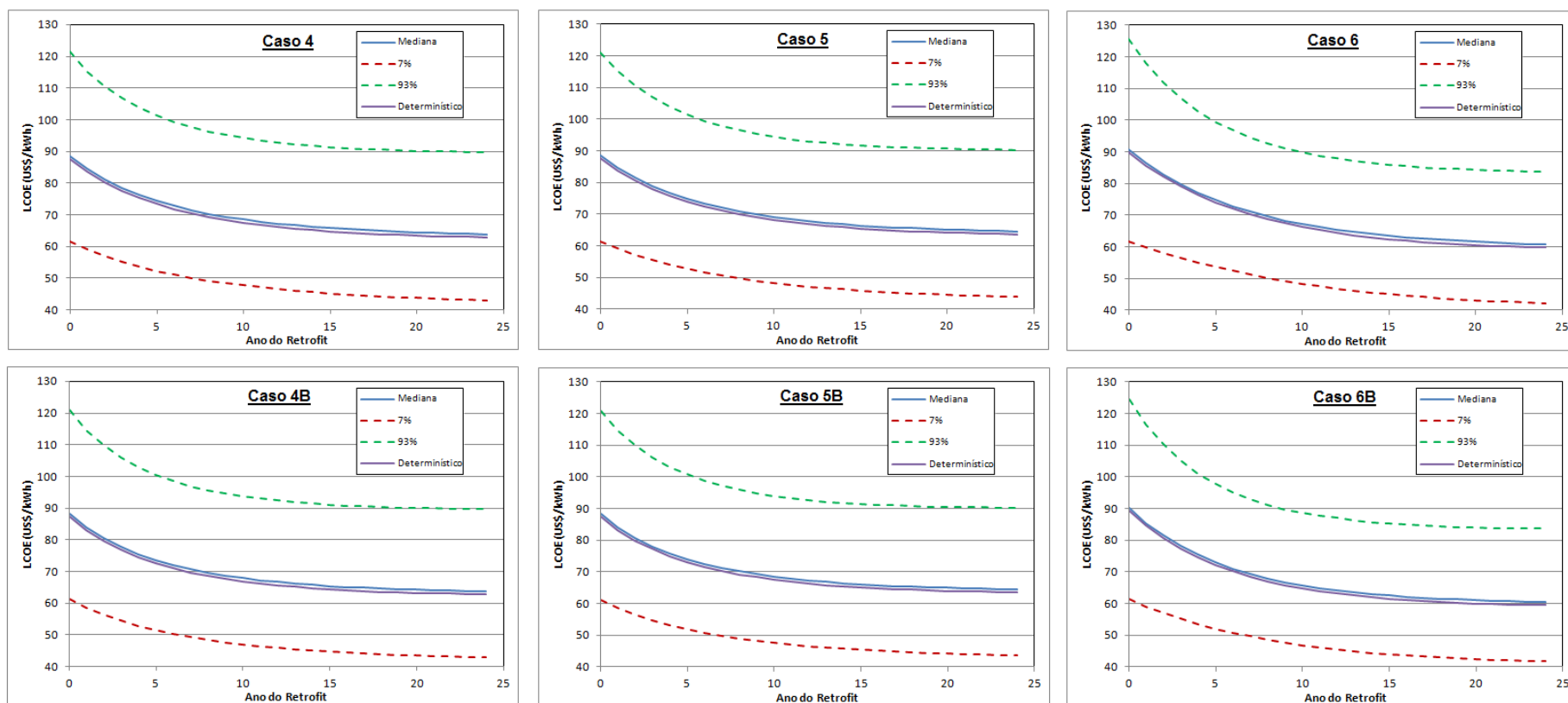


Figura 7-84 - Mediana, Região de Certeza e caso Determinístico. PC com Pós-Combustão (Casos 4, 5 e 6).

Pode-se verificar que o formato das curvas relativas à 7% e 93% obedecem ao mesmo comportamento da curva da mediana. Além disso, também se pode verificar que o caso determinístico, para todos os casos e em todos os anos, é levemente inferior à curva da mediana.

Idealmente, deveria ser feita novamente a comparação entre todos os casos, provido de suas medianas e regiões de confiança. No entanto, esta análise via gráficos fica extremamente complexa de ser visualizada. A análise dos resultados numéricos foi realizada e foi identificado que os mesmos casos continuam a se destacar como opções de decisão, os casos: 4, 6 e 1. A Figura 7-85 apresenta graficamente as medianas e regiões de confiança de cada um destes três casos.

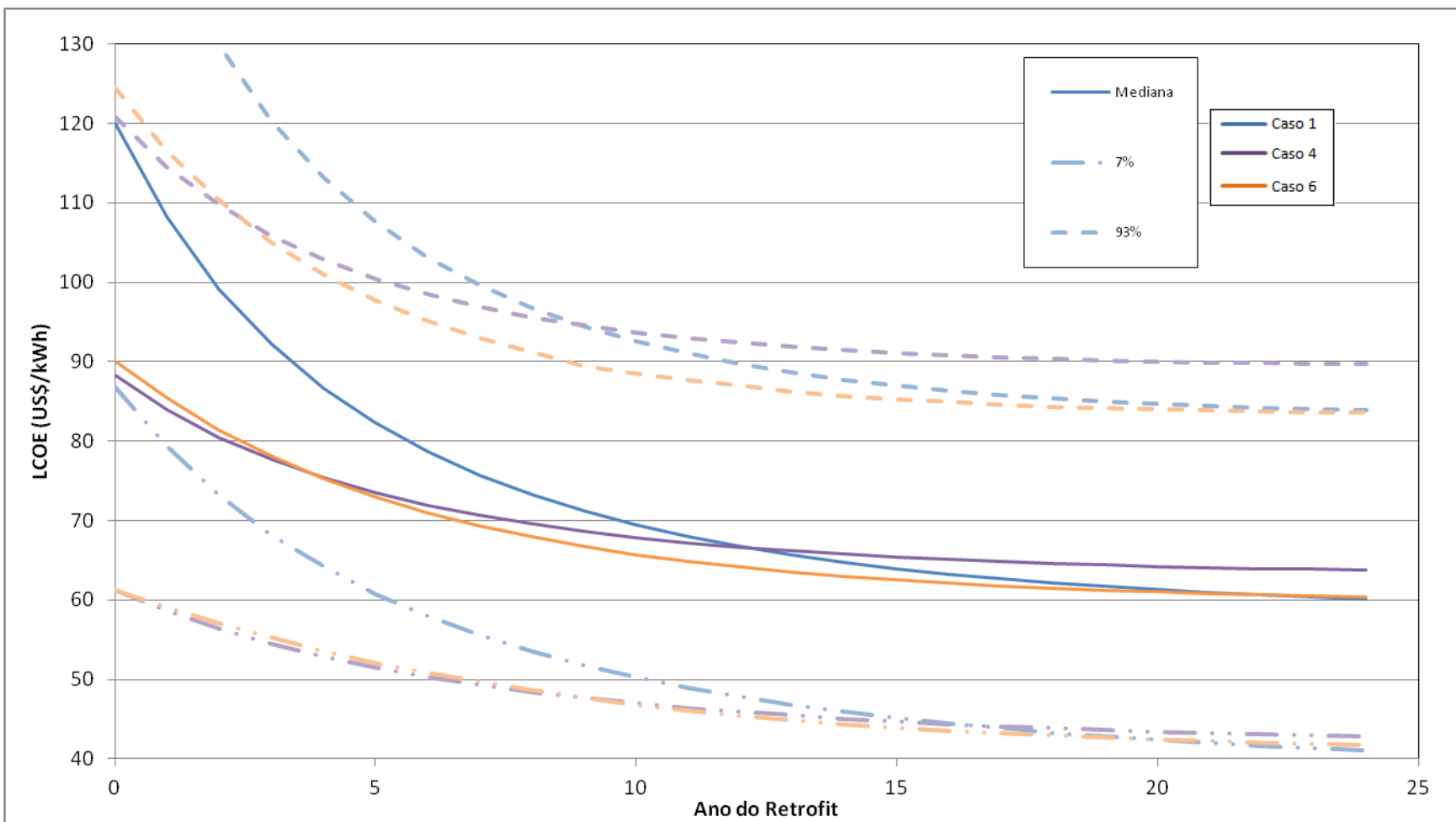


Figura 7-85 - Variação da Mediana e Região de Confiança com o ano do Retrofit. PC com Pós-Combustão.

Interessante extrair desta figura é como se altera o período de decisão entre os casos. Por exemplo, pelo limite de confiança inferior (7%), pode se verificar que a transição do caso 4 para o caso 6 ocorre no ano 2. Já pelo limite de confiança superior (93%) a transição ocorre tardiamente, próximo do ano 4. A interpretação destes dados é: existe uma probabilidade de 86% que a transição de decisão do caso 4 para o caso 6 ocorra entre os anos 2 e 4, com valor mais provável próximo do ano 3.

O mesmo pode ser feito para a transição do caso 6 para o caso 1: existe uma probabilidade de 86% que a transição de decisão do caso 6 para o caso 1 ocorra entre os anos 16 e 24, com valor mais provável próximo do ano 18.

Interessante notar como o ano de transição foi modificado entre o caso probabilístico e o determinístico. Além disso, pode-se perceber que a análise probabilística fornece uma maior percepção acerca dos resultados que o modelo determinístico.

No entanto, nada foi dito ainda em relação à sensibilidade do modelo econômico à variação dos parâmetros. Uma opção de se analisar esta característica, seria através de uma análise de sensibilidade, que consiste em uma variação dos parâmetros e na observação da variação da resposta. Outra forma, mais robusta que a anterior, é fornecida pelo Crystal Ball®. Ela será apresentada a seguir.

7.4.1.3. Sensibilidade

Foi verificado pela análise de incerteza que a associação de uma distribuição de probabilidade à variabilidade dos parâmetros nos fornece uma melhor compreensão do sistema analisado, além de um conjunto de informações mais completas que a análise determinística.

Outra vantagem de se utilizar um software de propagação de incerteza é poder analisar a sensibilidade da resposta do modelo à variação dos parâmetros de entrada. Isso pode ser feito pela análise da contribuição de cada variável para a variância da provisão (Decisioneering, 2000). Os gráficos de sensibilidade dos 6 casos considerando as curvas de aprendizagem foram elaboradas e estão disponíveis na Figura 7-86.

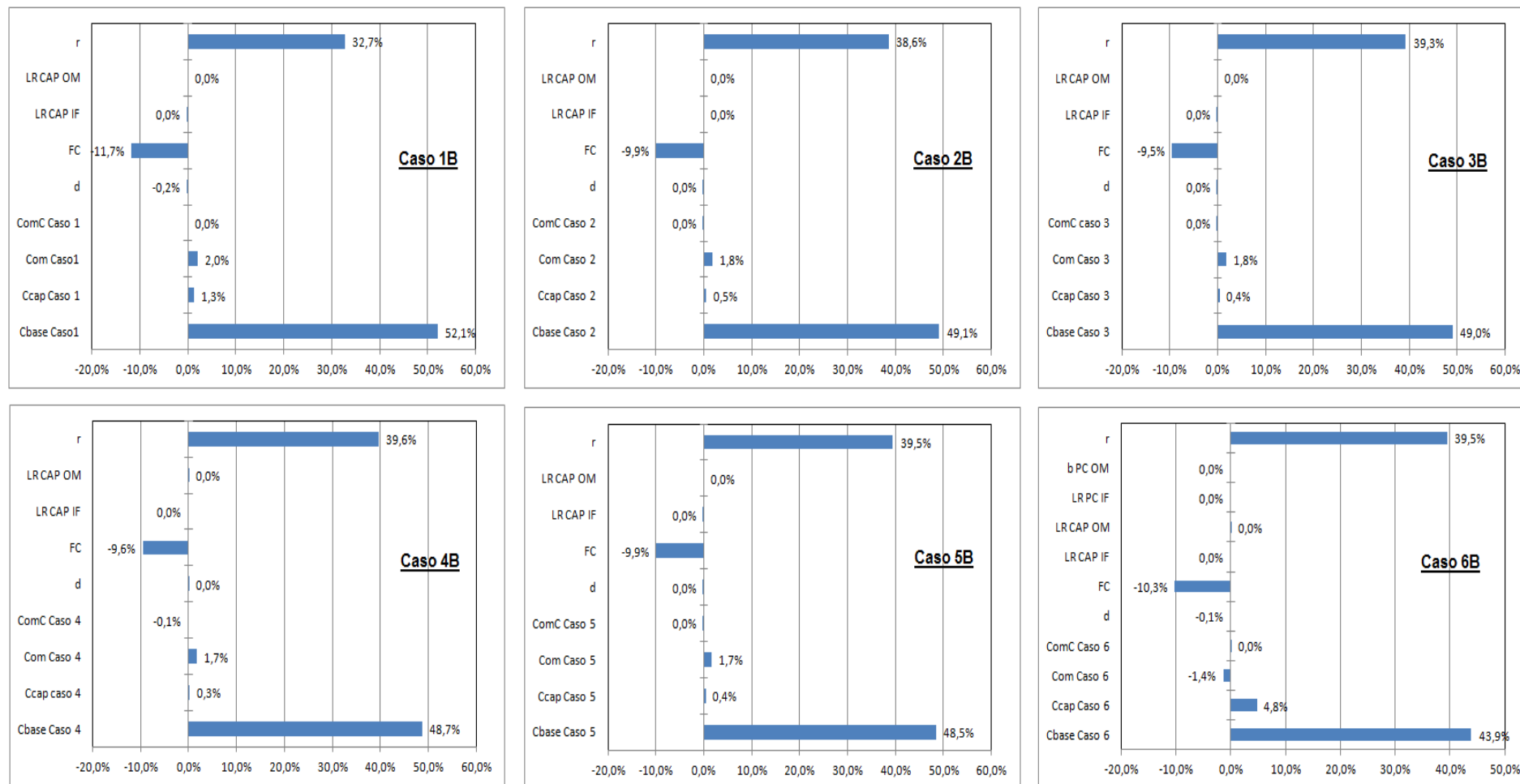


Figura 7-86 - Análise de sensibilidade da variância da LCOE dos 6 casos com curva de aprendizagem. PC com Pós-Combustão.

Legenda: r - Taxa de desconto; LR CAP OM - LR do O&M da Captura; LR CAP IF - LR do IF da Captura; FC - Ffator de Capacidade; d - Taxa de Crescimento; ComC Caso "i" - Custo de O&M com Captura do caso "i"; Com Caso "i" - Custo de O&M sem captura do caso "i"; Ccap Caso "i" - IF da Captura do caso "i"; Cbase Caso "i" - IF da planta do caso "i".

O sinal dos resultados tem uma função qualitativa. Resultados positivos indicam que uma variação positiva correspondem a um aumento da variância. Já respostas negativas indicam que uma variação positiva da variável resultaria na diminuição da variância. Os resultados somam 100%.

Pode-se identificar um comportamento padrão entre os 6 casos e as variáveis de entrada. Todos apresentaram uma sensibilidade de cerca de 50% ao valor do investimento da planta base. Isso faz sentido, dado que este é o investimento que é realizado no ano zero e que deve ser amortizado pelo período da análise financeira.

Outra característica comum interessante é uma variação de 30% a 40% com a taxa de desconto. O comportamento positivo era esperado, pois o aumento da taxa de desconto implica no aumento do apreço do investidor pelo presente, o que implica em um aumento do LCOE e uma maior aversão aos investimentos tardios.

Mais uma característica comum de destaque é a variação negativa com média de 10% dos resultados com o fator de capacidade. Novamente, nada de estranho neste resultado, visto que o aumento do FC implicaria em uma maior operação da usina por ano, o que representaria em uma possível redução do custo de energia a ser comercializada.

Para o Caso 6, destaca-se uma pequena variação em relação ao custo do retrofitting. Este caso inclui não só a planta de captura, mas também a troca da caldeira e turbinas, para um ciclo supercrítico. Este era o caso com maior custo de retrofitting.

Por fim, pode-se destacar a baixa influência da variação das LE e do fator exponencial, d , nos resultados. Em grande parte, pode-se supor que a baixa variação é devida ao fato de que estes parâmetros entram em uma exponencial negativa, resultando em uma variação desproporcional com pequenas alterações. Esta pode ser considerada uma vantagem, pois existe uma incerteza muito grande acerca das taxas de aprendizagem e do perfil de entrada dos projetos e plantas de captura no futuro.

7.4.2.Oxi-Combustão

7.4.2.1. Parâmetros de Entrada

A tabela a seguir apresenta as considerações utilizadas para realizar a análise financeira probabilística da oxi-combustão. Novamente, para a taxa de desconto setorial foi estimado que o valor de 15% seria o valor mais provável, com os de 5% a 25%. Ainda, foi realizada a mesma consideração que no item 7.4.1.1 para o valor do coeficiente de crescimento exponencial, com uma distribuição equiprovável. Mais uma vez, o caso trivial, que equivale a $d=0$, está contido nesta análise de forma equiprovável a casos de $d>0$.

Tabela 7-43 - Parâmetros de entrada e distribuições utilizadas (PC com Oxi-Combustão)

Parâmetro	Distribuição	Valor / Média	Variação (+/-)	Coef. De Variação
LR ASU IF	Triangular	12%	6,00%	-
LR ASU OM	Triangular	22%	10,00%	-
LR PC IF	Triangular	6%	3,00%	-
LR PC OM	Triangular	15%	7,00%	-
C_{base}	Normal	Padrão*	-	31,7%
C_{cap}	Normal	Padrão*	-	44,7%
C_{om}^b	Normal	Padrão*	-	14,1%
C_{om}^c	Normal	Padrão*	-	13,2%
FC	Triangular	85%	15%	-
r	Triangular	15%	10,00%	-
d	Equiprovável	15%	15%	-

* Os valores utilizado nas análises anteriores foram considerados como a média.

A partir dos dados descritos acima, foi realizar o cálculo do LCOE.

7.4.2.2. Resultados

Ao utilizar o Crystal Ball® foi possível determinar cerca de 10.000 valores para cada caso estudado, em intervalos que percorrem toda a extensão de variação dos parâmetros. Interessantemente, mais uma vez todos os casos foram ajustados por

uma distribuição log-normal. O programa também permite extrair todas as distribuições, com seus ajustes, faixas de confiança e parâmetros estatísticos básicos.

Para cada um dos 12 casos de oxi-combustão (incluindo os casos básicos e dinâmicos), a mediana foi determinada. A Figura 7-87 apresenta os valores calculados de forma determinística em relação às medianas encontradas pelo software. Como se pode verificar, todos os 12 casos foram bem representados, apesar de uma ligeira subestimação dos modelos determinísticos.

Novamente, foram calculados as respostas relativas à 7% e 93% dos valores de cada caso, para cada ano, o que representa 86% dos valores calculados, ou um desvio. A região de certeza de 86% dos valores está correspondida entre a certeza inferior e o a certeza superior.

A Figura 7-88 apresenta a mediana, o valor determinístico, e a faixa de confiança para os seis casos de oxi-combustão. Optou-se por representar apenas os casos com influência do aprendizado tecnológico. Novamente, pode-se dizer com 86% de certeza que o valor de LCOE para cada um dos seis casos se encontra dentro da região delimitada pelas curvas verde e vermelhas tracejadas.

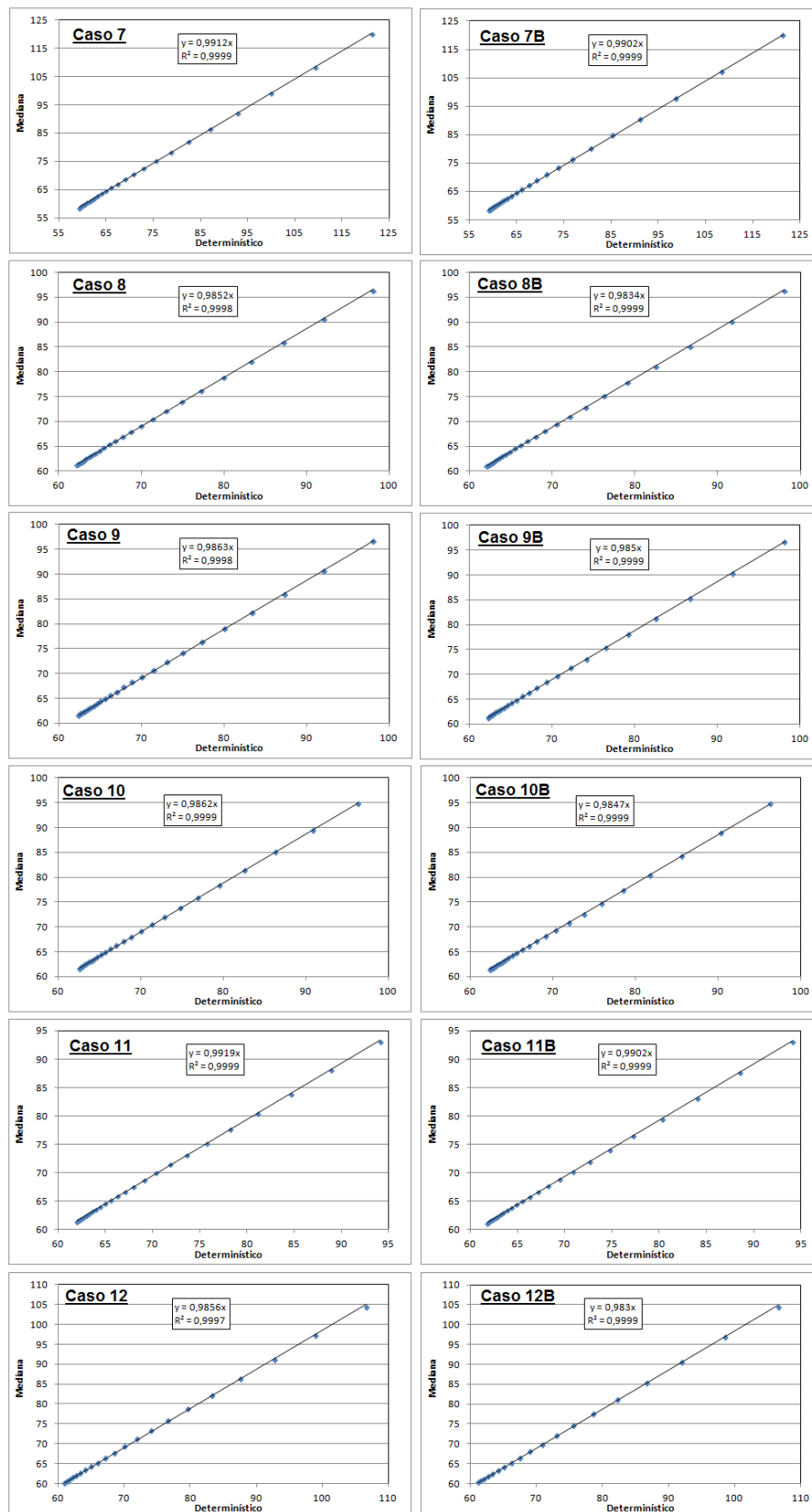


Figura 7-87 - Relação entre caso mediana e o caso determinístico. PC com Oxi-Combustão.

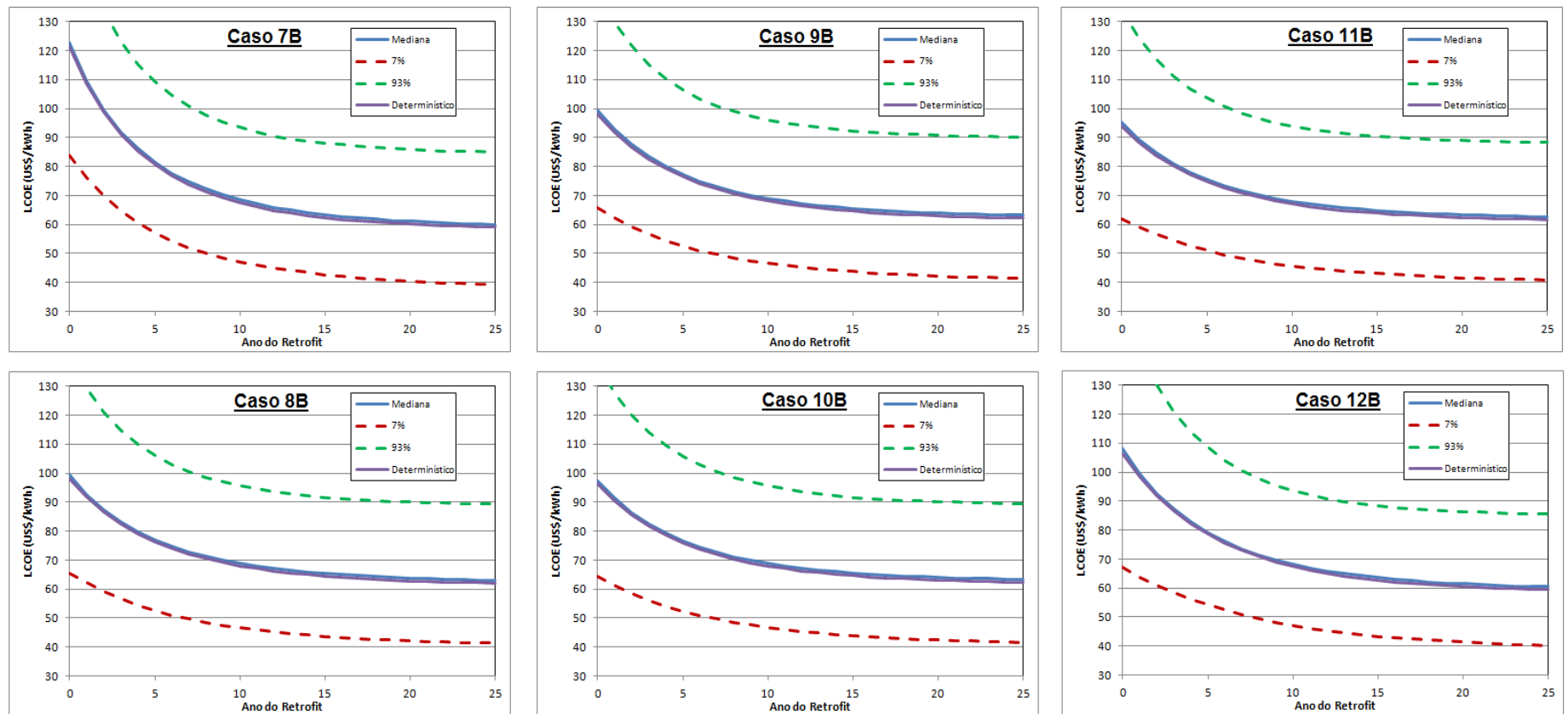


Figura 7-88 - Mediana, Região de Certeza e caso Determinístico. PC com Pós-Combustão (Casos 7 a 12).

Assim como ocorreu para a pós-combustão, o formato das curvas relativas à 7% e 93% obedecem o mesmo comportamento da curva da mediana. Além disso, também se pode verificar que o caso determinístico, para todos os casos e em todos os anos, é levemente inferior à curva da mediana, confirmando a análise da Figura 7-87.

A análise dos resultados numéricos foi realizada e foi identificado que os mesmos casos continuam a se destacar como opções de decisão, sendo eles os casos: 1, 7 e 11. A Figura 7-89 apresenta graficamente as medianas e regiões de confiança de cada um destes três casos.

Novamente, é interessante verificar como a transição do período de decisão entre os casos foi alterada. Por exemplo, pelo limite de confiança inferior (7%), pode se verificar que a transição do Caso 11 para o Caso 7 foi adiada para o ano 14 (2026). Já pelo limite de confiança superior (93%) a transição ocorre próximo do ano 6. Mais uma vez, a interpretação possível desta análise é: existe uma probabilidade de 86% que a transição de decisão do Caso 11 para o Caso 7 ocorra entre os anos 6 (2018) e 14 (2036), com valor mais provável próximo do ano 11 (2023).

Interessante notar como o ano de transição foi modificado entre o caso probabilístico e o determinístico. Mais uma vez, pode-se perceber que a análise probabilística fornece uma maior percepção acerca dos resultados que o modelo determinístico.

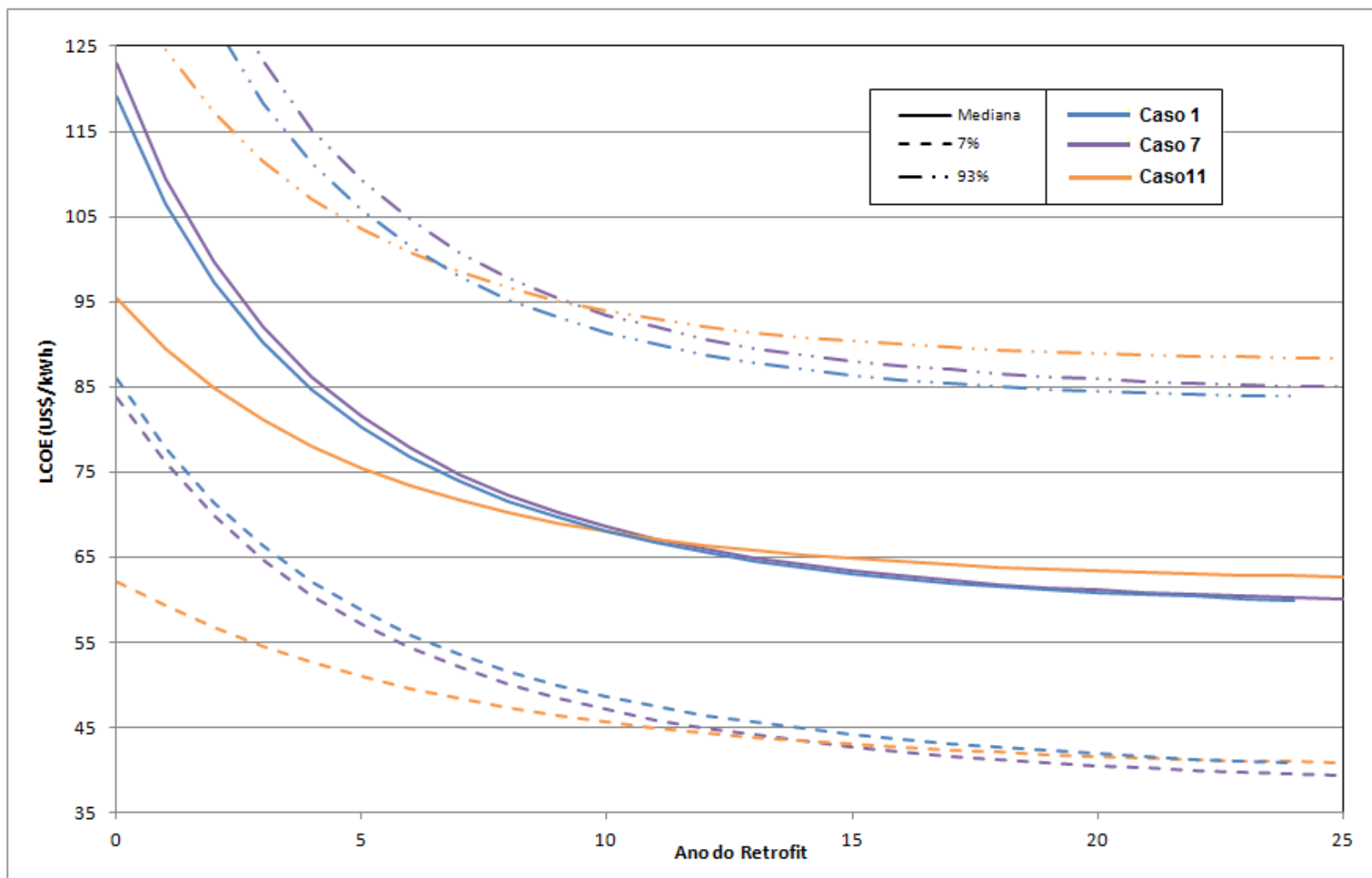


Figura 7-89 - Variação da Mediana e Região de Confiança com o ano do Retrofit. PC com Oxi-Combustão.

7.4.2.3. Sensibilidade

Mais uma vez foi realizada a análise de sensibilidade disponível pelo Crystal Ball®. A análise consiste na determinação da contribuição de cada variável para a variância da provisão (Decisioneering, 2000). Os gráficos de sensibilidade dos 6 com aprendizado tecnológico casos considerando as curvas de aprendizagem foram elaboradas e estão disponíveis na Figura 7-90.

Assim como na pós-combustão, todos os casos da oxi-combustão apresentaram uma sensibilidade de cerca de 50% ao valor do investimento da planta base. e uma variação de 30% a 40% com a taxa de desconto.

Ainda igual aos casos da pós-combustão, pode-se verificar uma variação negativa com média de 10% dos resultados com o fator de capacidade. Novamente, nada de estranho neste resultado.

Para o Caso 12 destaca-se uma pequena variação em relação ao custo do *retrofitting*. Este caso inclui não só a planta de captura, mas também a troca da caldeira e turbinas, para um ciclo supercrítico. Este era o caso com maior custo de *retrofitting* na oxi-combustão. Por fim, pode-se destacar novamente a baixa influência da variação das LR e do fator exponencial, d , nos resultados.

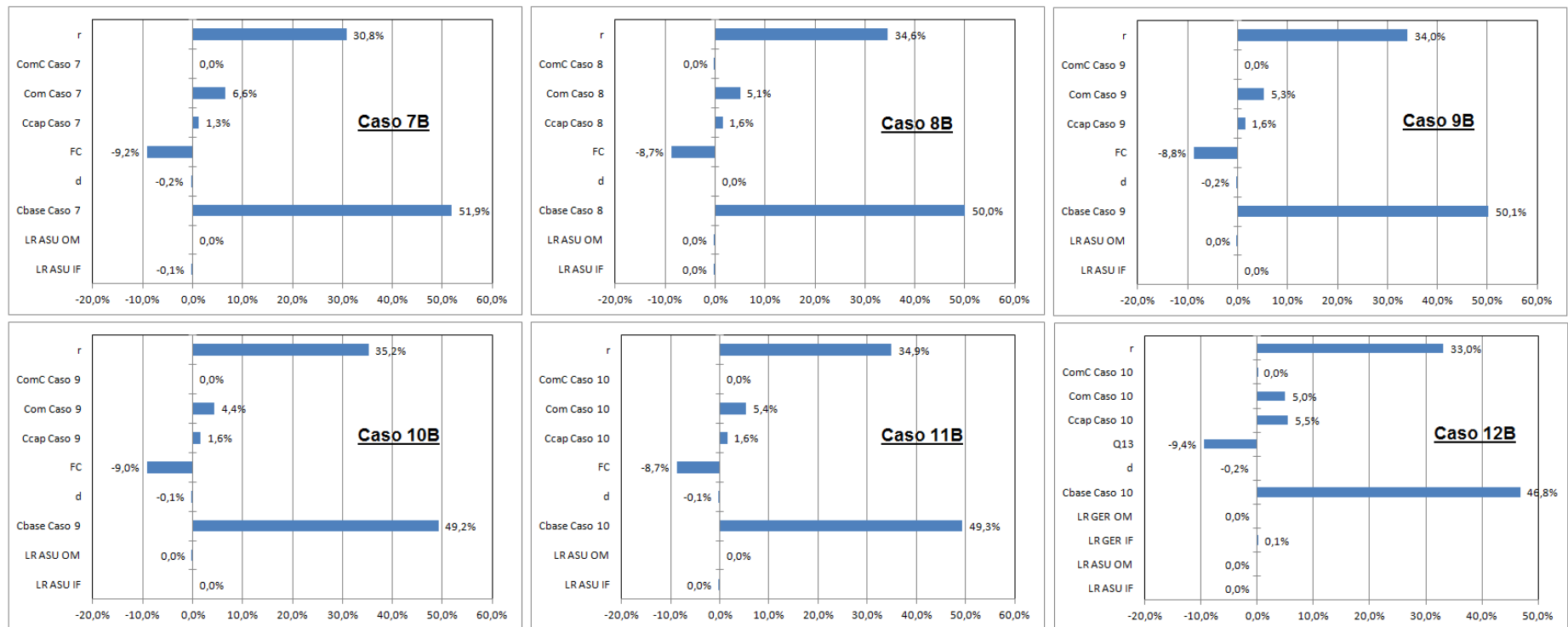


Figura 7-90 - Análise de sensibilidade da variância da LCOE dos 6 casos com curva de aprendizagem. PC com Oxi-Combustão.

Legenda: r -Taxa de desconto; LR ASU OM - LR do O&M da ASU; LR ASU IF - LR do IF da ASU; FC - Fator de Capacidade; d - Taxa de Crescimento; ComC Caso "i" - Custo de O&M com Captura do caso "i"; Com Caso "i" - Custo de O&M sem captura do caso "i"; Ccap Caso "i" - IF da Captura do caso "i"; Cbase Caso "i" - IF da planta do caso "i".

7.4.3. Pré-Combustão

7.4.3.1. Parâmetros de Entrada

A tabela a seguir apresenta as considerações utilizadas para realizar a análise financeira probabilística da pré-combustão. Novamente, a mediana da taxa de desconto setorial foi considerada 15%, com os limites de 5% a 25%. Ainda, foi realizada a mesma consideração que no item 7.4.1.1 e 7.4.2.1 para o valor do coeficiente de crescimento exponencial, com uma distribuição equiprovável.

Tabela 7-44 - Parâmetros de entrada e distribuições utilizadas (IGCC com Pré-Combustão)

Parâmetro	Distribuição	Valor / Média	Variação (+/-)	Coef. De Variação
LR Selex IF	Triangular	12%	6,00%	-
LR Selex OM	Triangular	22%	10,00%	-
C_{base}	Normal	Padrão*	-	39,4%
C_{cap}	Log-normal	Padrão*	-	30,0%
C_{om}^b	Normal	Padrão*	-	14,3%
C_{om}^c	Log-normal	Padrão*	-	11,1%
FC	Triangular	85%	15%	-
r	Triangular	15%	10,00%	-
d	Equiprovável	15%	15%	-

* Os valores utilizado nas análises anteriores foram considerados como a média.

Nota-se que foi considerada uma distribuição log-normal para o custo fixo e para o custo de operação e manutenção da planta de captura de absorção física. Desta forma, a distribuição não é simétrica, de forma que valores com custo maior que a mediana são relativamente mais prováveis que valores menores, considerando valores a mesma distância numérica. A partir dos dados descritos acima, foi realizar o cálculo do LCOE.

7.4.3.2. Resultados

Novamente, todos um dos casos foram ajustados por uma distribuição log-normal. A Figura 7-91 apresenta os valores calculados de forma determinística em

relação às medianas encontradas pelo software. Apesar de apresentar o mesmo comportamento apresentado pela pós-combustão e pela oxi-combustão, a pré-combustão apresentou um desvio ligeiramente maior da reta perfeita. Isto pode ser evidenciado ao comparar os pontos da figura, para cada caso com a diagonal no primeiro quadrante.

A região de confiança, a mediana e o valor calculado pelo modelo determinístico para cada um dos seis casos da oxi-combustão estão representados na Figura 7-92. Não foi notado nenhum comportamento anômalo para nenhum dos casos, como pode-se observar.

Por sua vez, a Figura 7-93 representa os dois casos que dominaram as decisões de investimentos para a pré-combustão. É possível notar novamente como o período de transição da opção de menor LCOE é alterado pela análise probabilística. A transição mais provável ocorre no ano 6 (2018), sendo que a transição ocorre com 86% de certeza entre os anos 4 (2016) e 14 (2026).

Na próxima seção, será apresentada a análise de sensibilidade dos seis casos da pré-combustão em relação à variabilidade dos parâmetros de entrada do modelo.

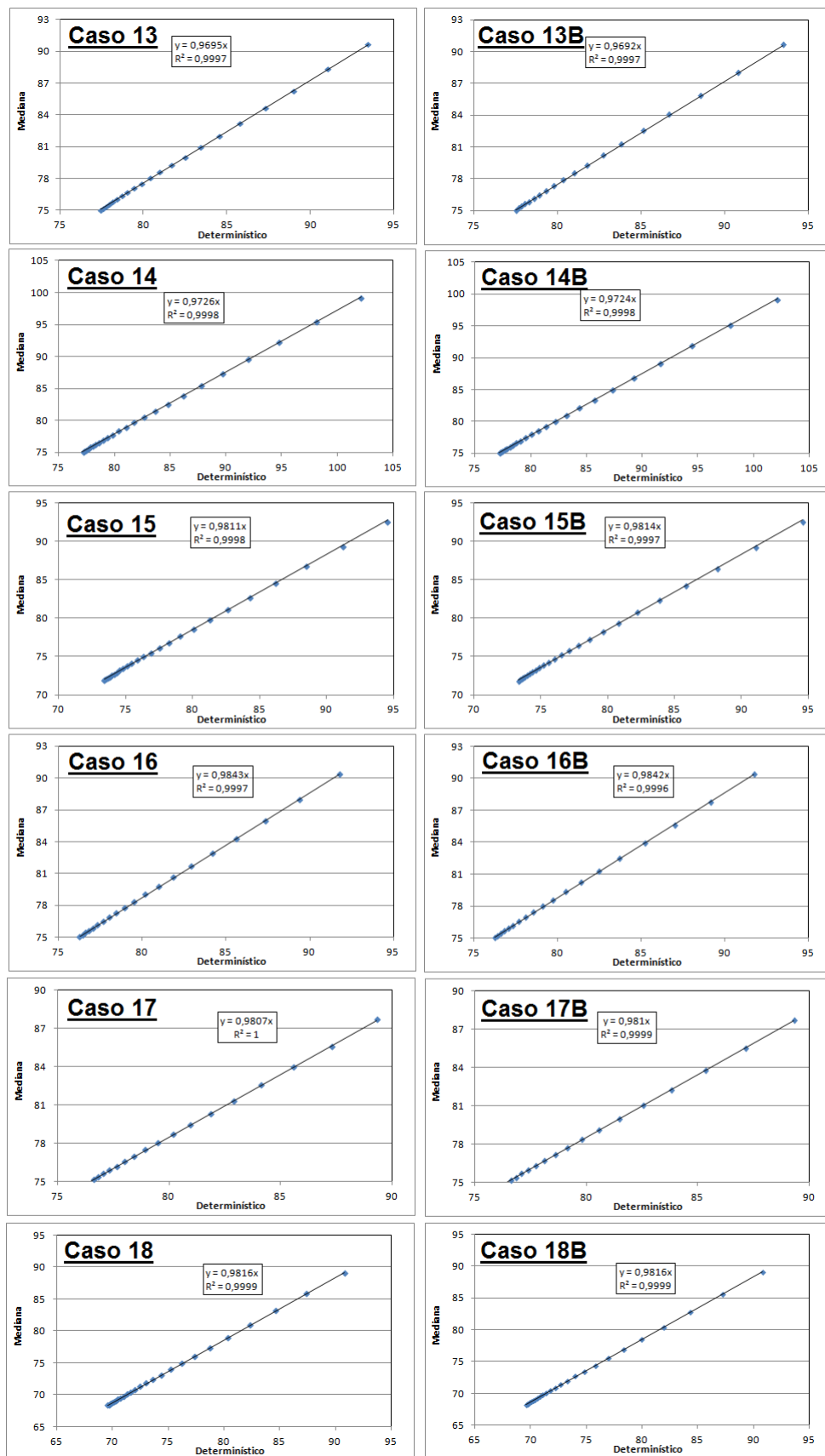


Figura 7-91 - Relação entre caso mediana e o caso determinístico. IGCC com Pré-Combustão.

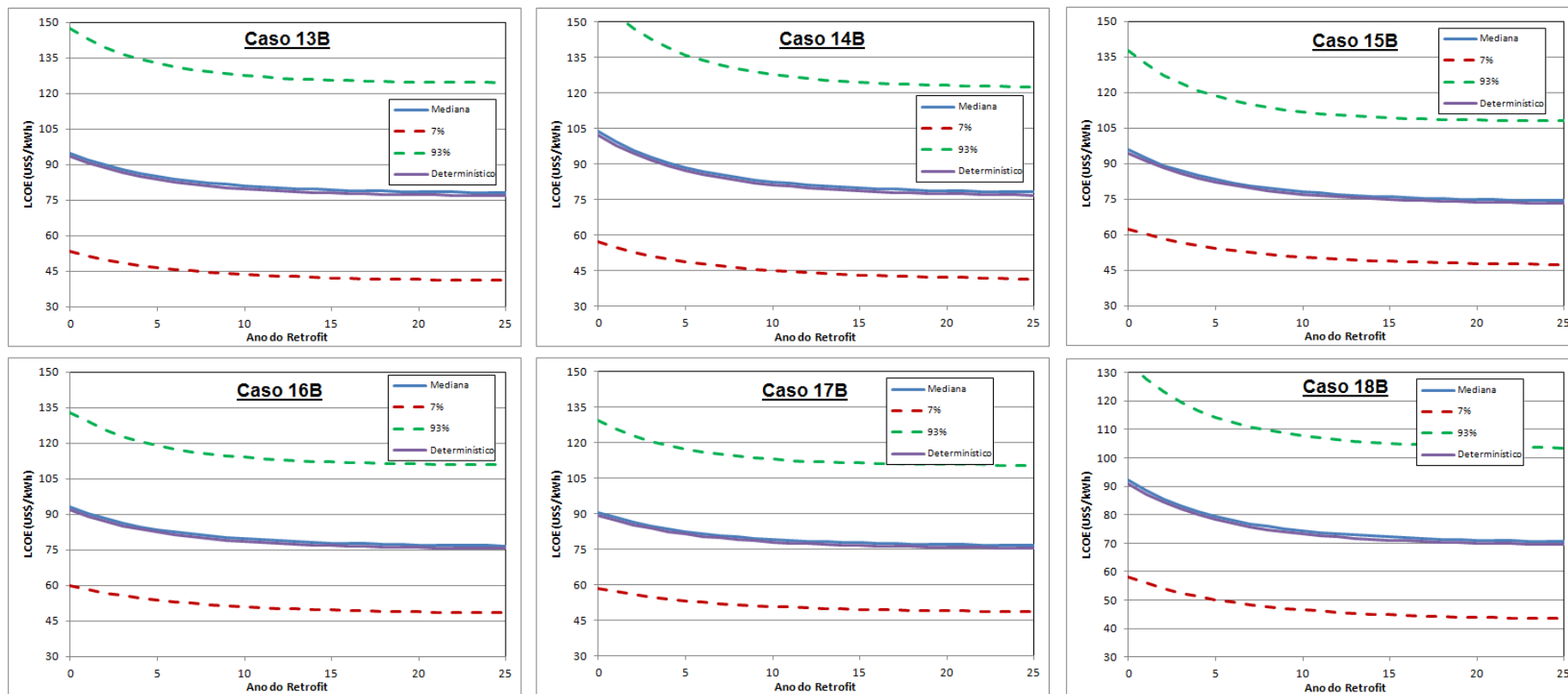


Figura 7-92 - Mediana, Região de Certeza e caso Determinístico. IGCC com Pré-Combustão (Casos 13 a 18).

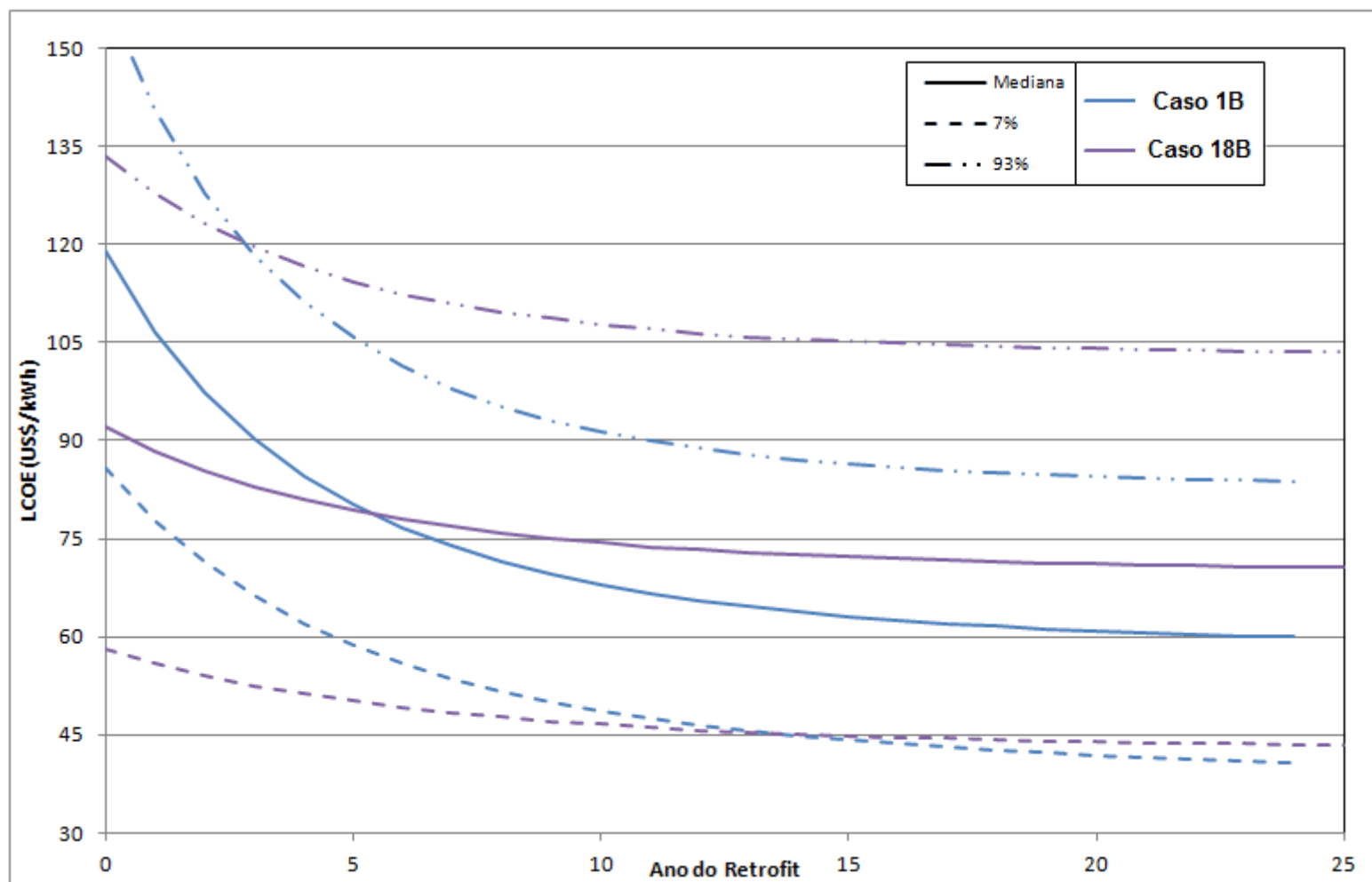


Figura 7-93 - Variação da Mediana e Região de Confiança com o ano do Retrofit. IGCC com Pré-Combustão.

7.4.3.3. Sensibilidade

Foi realizada a análise de sensibilidade disponível pelo Crystal Ball®, desta vez para a pré-combustão. Os gráficos de sensibilidade dos 6 com aprendizado tecnológico casos considerando as curvas de aprendizagem foram elaboradas e estão disponíveis na Figura 7-94.

Assim como na pós-combustão, todos os casos da oxi-combustão apresentaram uma sensibilidade alta em relação ao investimento da planta base, mas nestes casos a variação ficou na faixa entre 50% e 60%. A taxa de desconto apresentou uma relevância um pouco inferior que nos casos anteriores, ficando mais próximo do 25% de contribuição da variância. O mesmo ocorreu para o fator de capacidade. Os casos da pré-combustão também se mostraram bastante invariantes em relação aos custos e perfis de aprendizado do processo de captura considerado, o Selexol.

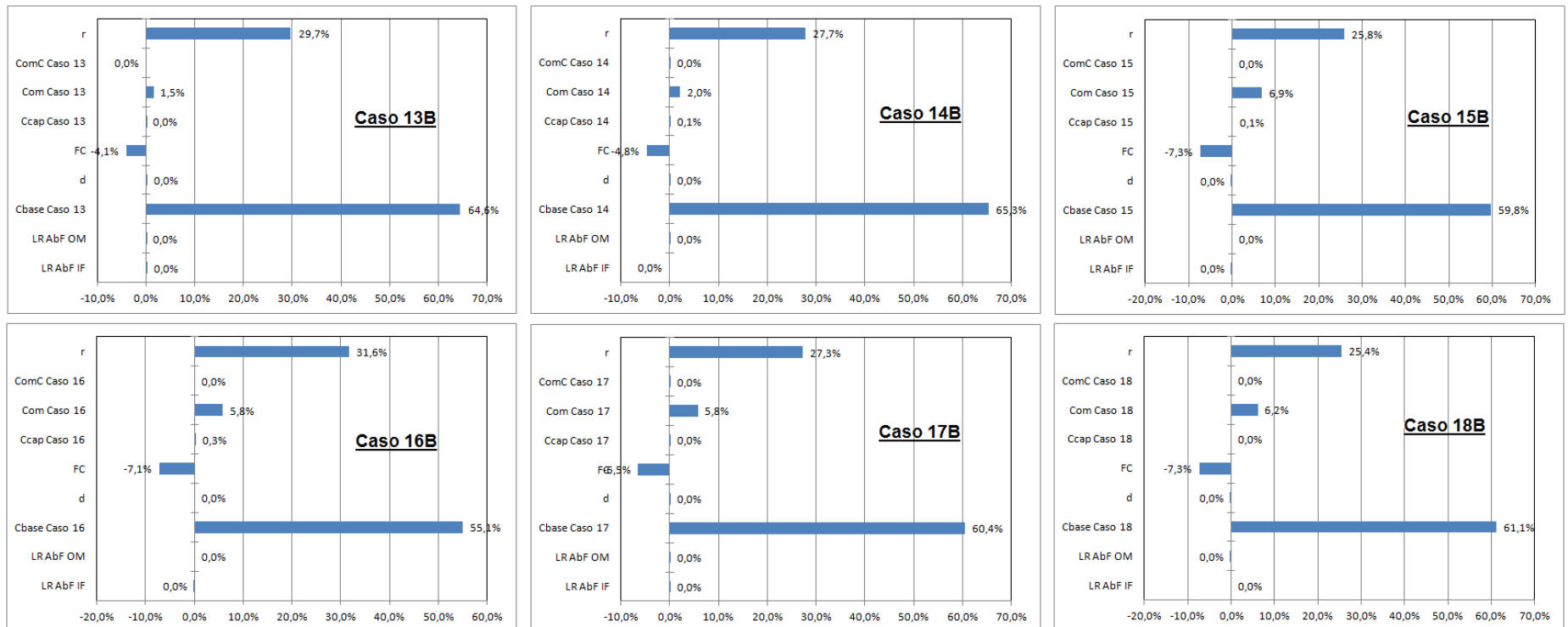


Figura 7-94 - Análise de sensibilidade da variância da LCOE dos 6 casos com curva de aprendizagem. IGCC com Pré-Combustão.

Legenda: r -Taxa de desconto; LR AbF OM - LR do O&M do Selexol; LR AbF IF - LR do IF do Selexol; FC - Fator de Capacidade; d - Taxa de Crescimento; ComC Caso "i" - Custo de O&M com Captura do caso "i"; Com Caso "i" - Custo de O&M sem captura do caso "i"; Ccap Caso "i" - IF da Captura do caso "i"; Cbase Caso "i" - IF da planta do caso "i".

7.5. Resumo e Análise Conjunta

Nesta seção, será realizada a análise conjunta dos 18 casos, que incluem as opções de investimento em pré, oxy e pós-combustão. Desta forma, ao contrário do que foi feito até o momento, poderemos comparar todos os casos entre si. Somente será realizada a análise considerando como ferramenta comparativa o LCOE de cada caso, a partir da variação do ano do *retrofitting*.

No entanto, não é necessário analisar os dezoito casos em conjunto. Como já vimos, em cada tecnologia de captura, existiu um grupo limitado de casos que dominaram as decisões de investimento. Como os outros casos não representaram as melhores escolhas dentro de suas próprias categorias correspondentes, eles podem ser descartados previamente. A tabela a seguir apresenta um resumo dos casos com maior destaque até o momento.

Tabela 7-45 - Resumo dos casos mais importantes

Caso	Tecnologia	Ready	Detalhes
Caso 1	Pós-Combustão	Não	-
Caso 4	Pós-Combustão	Adicional	Interseção IP/LP da turbina
Caso 6	Pós-Combustão	Não	Upgrade do ciclo a vapor
Caso 7	Oxi-Combustão	Não	-
Caso 11	Oxi-Combustão	Adicional	Otimização das turbinas a vapor
Caso 17	Pré-Combustão	Adicional	Gasificador, 1 Shift
Caso 18	Pré-Combustão	Adicional	Shift substituindo hidrólise

Os casos apresentam uma boa distribuição em relação às tecnologias de captura, sendo três delas de pós-combustão, duas de oxi-combustão e duas de pré-combustão. Os casos também apresentam uma boa distribuição em relação à condição de *readiness*, sendo que quatro dos sete casos consideram pré-investimentos na planta base. A tabela a seguir resume a dinâmica da decisão de investimento em função do ano do *retrofitting*. A tabela indica, ainda, a opção de investimento, sua tecnologia e se ela apresenta característica *ready*.

Tabela 7-46 - Resumo da decisão de investimento

N	Ano	Mediana			Limite Inferior (7%)			Limite Superior (93%)		
		Decisão	Tecnologia	Ready	Decisão	Tecnologia	Ready	Decisão	Tecnologia	Ready
0	2012	Caso 4	Pós	Sim	Caso 18	Pré	Sim	Caso 4	Pós	Sim
1	2013	Caso 4	Pós	Sim	Caso 18	Pré	Sim	Caso 4	Pós	Sim
2	2014	Caso 4	Pós	Sim	Caso 18	Pré	Sim	Caso 4	Pós	Sim
3	2015	Caso 4	Pós	Sim	Caso 18	Pré	Sim	Caso 6	Pós	Não
4	2016	Caso 6	Pós	Não	Caso 18	Pré	Sim	Caso 6	Pós	Não
5	2017	Caso 6	Pós	Não	Caso 18	Pré	Sim	Caso 6	Pós	Não
6	2018	Caso 6	Pós	Não	Caso 18	Pré	Sim	Caso 6	Pós	Não
7	2019	Caso 6	Pós	Não	Caso 11	Oxy	Sim	Caso 6	Pós	Não
8	2020	Caso 6	Pós	Não	Caso 11	Oxy	Sim	Caso 6	Pós	Não
9	2021	Caso 6	Pós	Não	Caso 11	Oxy	Sim	Caso 6	Pós	Não
10	2022	Caso 6	Pós	Não	Caso 11	Oxy	Sim	Caso 6	Pós	Não
11	2023	Caso 6	Pós	Não	Caso 11	Oxy	Sim	Caso 6	Pós	Não
12	2024	Caso 6	Pós	Não	Caso 11	Oxy	Sim	Caso 6	Pós	Não
13	2025	Caso 6	Pós	Não	Caso 11	Oxy	Sim	Caso 6	Pós	Não
14	2026	Caso 6	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
15	2027	Caso 6	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
16	2028	Caso 6	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
17	2029	Caso 6	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
18	2030	Caso 6	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
19	2031	Caso 1	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
20	2032	Caso 1	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
21	2033	Caso 1	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
22	2034	Caso 1	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
23	2035	Caso 1	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não
24	2036	Caso 1	Pós	Não	Caso 7	Oxy	Não	Caso 6	Pós	Não

Iniciaremos a análise pela mediana, que representa o valor mais provável dentro da análise probabilística. Pode-se verificar um domínio da tecnologia de pós-combustão por toda extensão temporal da análise. A transição entre os casos ocorre conforme apresentado anteriormente. O único caso de pós-combustão ready, o Caso 4, só representa a melhor opção até o ano 3 (2015). A partir do quarto ano, a decisão de investimento é dominada pelos casos sem atributos *ready*.

Interessante notar que o limite superior também é composto apenas por casos de pós-combustão. Nesta análise, a planta PC ready (Caso 4) só representa a opção com menor LCOE até o segundo ano. Após o terceiro ano o Caso 6 se mostra como o melhor investimento.

Já o limite inferior apresenta um comportamento completamente diferente das duas análises anteriores, onde é possível verificar a influência dos casos de pré-combustão e oxi-combustão. O caso IGCC *ready* com pré-investimento em um reator de Shift na planta inicial (Caso 18) é a melhor escolha até o ano 6. A partir deste momento, a oxi-combustão se destaca. Os casos *ready* só apresentam vantagens até o ano 13 (2025), bem mais tardio que nas outras análises.

Por fim, a Figura 7-95 apresenta a evolução do menor custo da energia elétrica, em função do ano do retrofit. Os valores apresentados no gráfico estão relacionados aos casos apresentados na tabela acima.

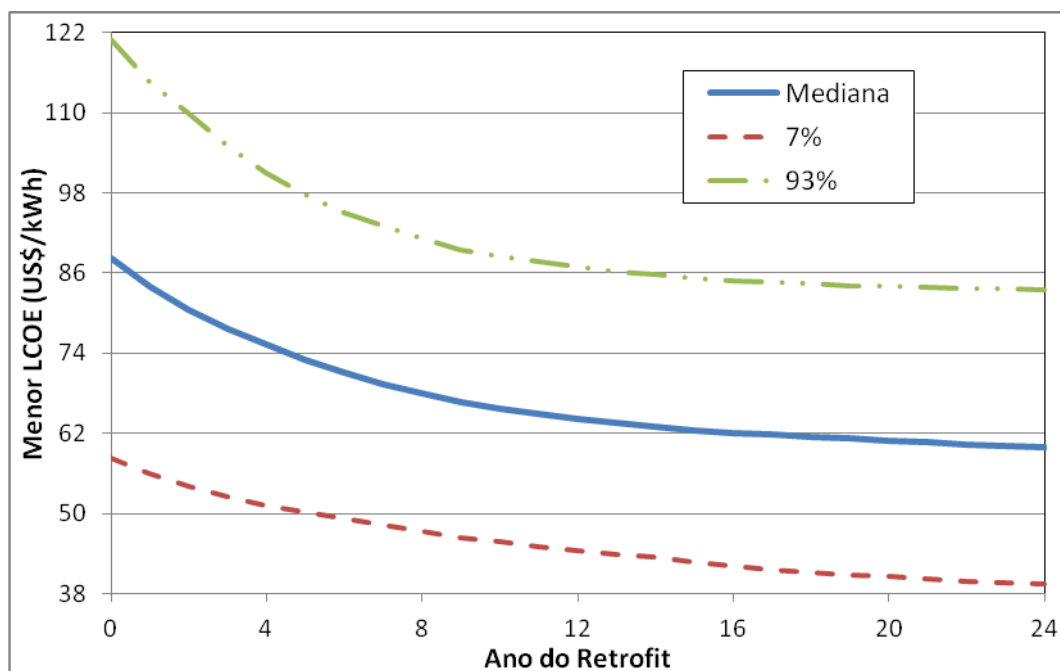


Figura 7-95 - Mediana, limite inferior e limite superior do menor custo de energia.

8. Conclusão e Recomendações

Este trabalho teve por objetivo analisar a validade das plantas termoelétricas *ready*. Isto é, verificar a validade de se realizar pré-investimentos em uma nova planta termoelétrica de forma a permitir uma transição de menor custo ou com menos impactos à planta original, dada a entrada da captura de carbono em algum momento nos próximos 25 anos.

Antes de discutir esta questão, no entanto, foi apresentada uma breve descrição das principais tecnologias de geração e de captura de carbono no capítulo 2. Além disso, neste capítulo também foram apresentadas as propostas da literatura sobre o conceito de plantas *ready*, e como as regulações no mundo estão lidando com esta situação. Foi identificado que alguns países, como o Reino Unido, já demonstraram iniciativa para facilitar a instalação do CCS, ao exigir requisitos mínimos às novas plantas a carvão e gás natural.

Ainda no capítulo 2, foram discutidas as principais questões a serem desenvolvidas do ponto de vista regulatório do CCS, de forma a viabilizar a aplicação da captura no setor elétrico tanto do ponto de vista técnico, como também econômico. Também foi apresentada a preocupação com a inércia do setor elétrico em tomar atitudes que permitiriam a implementação significativa do CCS. A questão pode ser resumida pelo ciclo vicioso em que o investimento atual em CCS não ocorre, porque é alto, mas se afirma simultaneamente a perspectiva de redução de custo das opções de CCS no longo prazo, que dificilmente será efetuada sem o investimento para desenvolvimento tecnológico hoje.

No terceiro capítulo, foi apresentada a metodologia utilizada nos capítulos subsequentes. Nestes capítulos foram introduzidos os conceitos de energia mínima de captura, curvas de aprendizagem e análise de incertezas. Também foram apresentados os softwares utilizados neste trabalho: o modelo IECM© e o Crystal Ball®. A análise foi separada em três blocos: tecnologia, análise financeira e análise de incertezas. Os capítulos 4, 5 e 6 representam os blocos de tecnologia para a pós-combustão, oxi-

combustão e pré-combustão, respectivamente. O capítulo 7 inclui os dois últimos blocos.

No capítulo 4, sobre a pós-combustão, destaca-se a relação entre o estado atual e as perspectivas tecnológicas dos processos de absorção química, diante da energia mínima requerida para promover a separação do CO₂ de gases exaustos, determinada pela termodinâmica. Valores atuais de consumo energético para regeneração de solventes comerciais à base de aminas estão em cerca de 5 a 8 vezes o mínimo, estimado em 44 kWh/t (0,158 GJ/t).

No entanto, foi apresentado que existe uma perspectiva de redução deste consumo energético pelo desenvolvimento de novos solventes e novos processos de absorção química, que podem estar disponíveis no mercado no médio a longo prazo. A partir do levantamento de dados do consumo energético dos processos de absorção, foi possível determinar o modelo de aprendizagem tecnológica da absorção química. Por fim, foram apresentadas as modificações mínimas e as modificações adicionais a serem levadas em consideração para a elaboração de uma planta *PC ready*, para a pós-combustão.

O capítulo 5 apresenta a mesma estrutura básica do capítulo 4, mas foca sua discussão na oxi-combustão. Neste processo, destaca-se a importância da unidade de separação do ar (ASU) e da necessidade de promover o reciclo do exausto, para atuar como diluente térmico na caldeira. Estes dois pontos representam os principais focos de desenvolvimento da oxi-combustão. Como foi evidenciado, apenas a destilação criogênica do ar possui escala comercial capaz de ser aplicada neste processo. Os processos atuais apresentam um consumo energético de cerca de 4 e 5 vezes o mínimo teórico, que foi calculado em 48,3 kWh/t (0,174 GJ/t). A perspectiva do setor é a de redução do consumo energético em cerca de 24% no médio prazo, para a tecnologia criogênica. Ainda neste capítulo, também foram discutidas as modificações essenciais e adicionais passíveis de serem realizadas de forma a formar uma planta *PC ready* para a oxi-combustão.

Mais uma vez, no sexto capítulo, a estrutura básica dos blocos de tecnologia foi mantida. Com o foco na pré-combustão, o capítulo se iniciou com os fundamentos básicos da gasificação e da tecnologia IGCC. Foi devidamente evidenciado que o

próprio investimento em plantas IGCC já condiz, teoricamente, com uma planta *ready*, dado que a captura de CO₂ é mais facilmente aplicada a esta tecnologia. Também foi destacada a inexistência de uma planta IGCC "modelo", isto é, que defina perfeitamente quais seriam as tecnologias e configurações básicas a serem utilizadas. Por este motivo, foram calculados dois valores de energia mínima de separação: a configuração Sour Shift, com 27,6 kWh/t (0,999 GJ/t); e a configuração Sweet Shift, com 21,5 kWh/t (0,077 GJ/t).

As perspectivas tecnológicas da pré-combustão se diferenciam daquelas anteriores, na medida em que novas tecnologias de captura, como membranas e a adsorção, possuem o potencial de entrar no mercado em um intervalo de tempo mais reduzido. Além disso, ainda existem avanços a serem considerados na própria estrutura e integração entre a planta IGCC e a planta de captura. Por fim, foram apresentadas três considerações de pré-investimentos que tornariam as plantas IGCC ainda mais adaptáveis à captura.

O capítulo 7, coração da análise comparativa entre investimento em plantas convencionais e plantas *ready*, consiste na análise dos blocos de análise financeira e análise de incertezas. No total foram elaborados 18 casos, 6 para cada tecnologia de captura, em que diferentes níveis de *readiness* foram considerados. A partir da variação do ano de entrada da captura e dos modelos financeiros apresentados no capítulo 3, a análise que representa o objetivo maior deste trabalho foi realizada.

Para todas as três tecnologias, ficou evidente que os pré-investimentos que caracterizam uma planta *ready*, apesar de reduzirem o custo ou a penalidade energética da captura só apresentaram vantagens econômicas em cenários em que a entrada da captura ocorrer no curto prazo.

Nos cenários em que a captura entra no longo prazo, o efeito do valor futuro da planta de captura foi contrabalanceado com o menor investimento a valor presente, de forma que a decisão de investimento favoreceu os casos sem considerações *ready*. Efetivamente, foi comprovado que a perspectiva das decisões de investimento favorecem a pós-combustão, sendo a planta sem considerações *ready* dominante desde o quarto ano até o vigésimo quinto. A única modificação encontrada se refere

ao *retrofitting*, que até o décimo oitavo ano favoreceu incluir o investimento no *upgrade* do ciclo a vapor.

Logo, pode-se concluir que, em um cenário de incertezas quanto a metas mandatórias de mitigação de emissões de gases de efeito estufa e custos altos no presente das plantas CR, a decisão do setor deverá ser a de não investir fortemente em plantas *ready*. Vale lembrar que não foi medida a influência da incerteza tecnológica, que potencializa o adiamento dos investimentos. Esta decisão de adiar os investimentos de CCS em termoeletricas entra em conflito mais uma vez com a expectativa de sucesso futuro do CCS, visto que também será adiado o período de redução de custos pela aprendizagem.

Em relação aos trabalhos futuros, recomenda-se:

- Estudo mais detalhado com foco nas questões relativas à regulação de CCS: suas incertezas, dificuldades, perspectivas atuais, agentes envolvidos, propriedades, etc. A aplicação desta análise ao caso brasileiro seria de extrema importância;
- Efetuar a análise de plantas *ready* para outros setores industriais, como refinarias de petróleo, siderúrgicas e cimenteiras;
- Avaliar a influência de políticas e restrições na decisão de investimento, como, por exemplo, a aplicação da taxação de carbono ou a determinação de metas de redução de emissão;
- Comparação e determinação de políticas para viabilizar as termoeletricas com captura frente a outras tecnologias de baixo carbono;
- Avaliar o estado atual e a perspectiva de entrada no mercado de tecnologias de ruptura tecnológica, que não fazem parte daquelas consideradas neste trabalho e cujo custo são reduzidos por aprendizado;
- Efetuar a análise comparativa entre o investimento em plantas *ready* e a entrada no mercado das tecnologias de ruptura, mencionadas acima. Como seria a alterada a decisão de investimento? Qual o efeito destas tecnologias em plantas que já promoveram pré-investimentos?

9. Bibliografia

- AIR LIQUIDE, 2011, Air Liquide. Disponível em: www.airliquide.com . Acesso em 10/2011.
- ANEEL, 2001, *Banco de Informação de Geração*, Agência Nacional de energia Elétrica, disponível em: <http://www.aneel.gov.br>. Acesso em: 14/09/2010.
- ARONU, U.E., HALLVARD, F. S., HOFF, K.A., JULIUSSEN, O., 2009. "Solvent selection for carbon dioxide absorption", *Energy Procedia*, 1, (February), p. 1051-1057.
- ANZANELLO, M.J.; FOGLIATTO, F.S., 2011. "[Learning curve models and applications: Literature review and research directions](#)". *International Journal of Industrial Ergonomics*, Volume 41, Issue 5, 2011, P. 573-583
- BAKE J.D. W., M. JUNGINGER, A. FAAIJ, T. POOT, WALTER, A., 2009, "[Explaining the experience curve: Cost reductions of Brazilian ethanol from sugarcane](#)", *Biomass and Bioenergy*, Volume 33, Issue 4, 2009, P. 644-658.
- BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2011, site oficial.
Disponível em: < www.bcb.gov.br >. Acesso em: 09/2011.
- BLYTH, W.; BUNN, D.; KETTUNEN, J.; WILSON, T., 2009, "[Policy interactions, risk and price formation in carbon markets](#)", *Energy Policy*, Volume 37, Issue 12, 2009, P. 5192-5207.
- BOHM, M., HERZOG, H., PARSONS, J., SEKAR, R., 2007, "Capture-ready coal plants - Options, technologies and economics", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1, p. 113–120.
- BORBA, B., 2008, "*Metodologia De Regionalização Do Mercado De Combustíveis Automotivos No Brasil*", Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ, Planejamento Energético, Rio de Janeiro, Brasil.
- BOWEN, F., 2011. "Carbon [capture and storage as a corporate technology strategy challenge](#)", *Energy Policy*, Volume 39, Issue 5, 2011, P. 2256-2264
- BOZZUTO, C., NSAKALA, N., LILJEDAHN, G., PALKES, M., MARION, J., 2001, "Engineering Feasibility And Economics Of CO₂ Capture On An Existing Coal-Fired Power Plant", Final Report, Ohio Department Of Development, Report No. PPL-01-CT-09, NETL, DOE, Ohio, EUA.
- BROEK, M., HOEFNAGELS, R., RUBIN, E., TURKENBURG, W., FAAIJ, A., 2009, "Effects of technological learning on future cost and performance of power plants with CO₂ capture", *Progress in Energy and Combustion Science* 35, n. 6 (Dezembro): 457-480. doi:10.1016/j.pecs.2009.05.002.
- BUCKLIN, R. & SCHENDEL, R., 1984, "Comparison of Physical Solvents Used for Gas Processing", *Acid and Sour Gas Treating Technologies*.
- BURDYN, T.; STRUCHTRUP, H., 2010, "[Hybrid membrane/cryogenic separation of](#)

- [oxygen from air for use in the oxi-fuel process](#)", *Energy*, Volume 35, Issue 5, 2010, P. 1884-1897.
- BURR, B. & LYDDON, L., 2008, "A comparison of physical acid gas removal". Disponível em: <http://www.bre.com/support/technical-articles/gas-treating.aspx> Acesso em: 05/2010.
- CASTELO BRANCO, D., SZKLO, A., GOMES, G., BORBA, B., SCHAEFFER, R., 2011, "Abatement costs of CO₂ emissions in the Brazilian oil refining sector", *Applied Energy* Volume 88, Issue 11, p. 3782-3790.
- CHEN, X.; ROCHELLE, G.T., 2011, "[Aqueous piperazine derivatives for CO₂ capture: Accurate screening by a wetted wall column](#)". *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 89, Issue 9, 2011, P. 1693-1710
- CHEN, XI, FRED CLOSMANN, E GARY T. ROCHELLE, 2011, "Accurate screening of amines by the Wetted Wall Column", *Energy Procedia* 4 (January): 101-108.
- COLLOT, A., 2006, "Matching gasification technologies to coal properties", *International Journal of Coal Geology*, 65, 3-4, p. 191– 212.
- COSTA, I. V. L., 2009, "Análise Do Potencial Técnico Do Sequestro Geológico De Co₂ No Setor Petróleo No Brasil", Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ, Planejamento Energético, Rio de Janeiro, Brasil.
- CSLFORUM, 2011, Carbon sequestration Leadership Forum. Disponível em: <www.cslforum.org>. Acesso em: 02/2011.
- DARDE V.; THOMSEN, K.; VAN WELL, W.J.M.; STENBY, E.H., 2009, "[Chilled ammonia process for CO₂ capture](#)", *Energy Procedia*, V.1(1) 1035-1042
- DBERR, 2007, Electricity Act 1989, "Construction and operation of a combined cycle gas turbine generating station at West Burton, Nottinghamshire", Department of Business Enterprise and Regulatory Reform, ref GDBC/001/00255C.
- DECISIONEERING, 2000, "Manual: Crystal Ball 2000", Colorado, EUA.
- DEGROOT, M., SCHERVISH, M.J., 2002, "Probability and Statistics", 2ª Edição, Addison Wesley, EUA.
- DNV, 2010, "Global Technology Roadmap for CCS in Industry - Sectoral Assessment: Refineries", Det Norske Veritas, Report No 12P5TPP-9, Londres, Reino Unido.
- DOE/NETL, 2010, disponível em: <www.netl.doe.gov/>. Acesso em 11/2010.
- EC, 2008, "Proposal for a Directive of the European Parliament and of the Council on the geological storage of carbon dioxide and amending", European Commission (EC), Council Directives 85/337/EEC, 96/61/EC, Directives 2000/60/EC, 2001/80/EC, 2004/35/EC, 2006/12/EC and Regulation (EC) No. 1013/2006.
- EIA, 2010, "Updated Capital Cost Estimates for Electricity Generation Plants", US Department of Energy, Washington, DC, EUA.

- ENDO, TAKAHIKO, YOSHINORI KAJIYA, HIROMITSU NAGAYASU, MASAKI IJIMA, TSUYOSHI OHISHI, HIROSHI TANAKA, AND RONALD MITCHELL. 2011. "Current status of MHI CO₂ capture plant technology, large scale demonstration project and road map to commercialization for coal fired flue gas application." *Energy Procedia* 4 (January): 1513-1519
- EPE, 2011, "*Balanço Energético Nacional 2011: Ano Base 2010*", MME, Brasília, Brasil.
- EPRI, 2003, *Evaluation of Processes for Post-Combustion Processes of Emissions from Circulating Fluidized Bed Power Plants*, Palo Alto, CA: EPRI.
- EPRI, 2004, "*Economic Evaluation of the Phased Construction of an IGCC Plant Incorporating CO₂ Removal*", Report 1008403, Palo Alto, California, EUA.
- EU-FP7, 2010, "*IGCC State-of-the-art report*", Low Emission Gas Turbine Technology, Department of Mech. & Structural Eng. & Material Science, Universidade de Stavanger, Noruega.
- FERIOLI, R., K. SCHOOTS, B.C.C. VAN DER ZWAAN, 2009, "[Use and limitations of learning curves for energy technology policy: A component-learning hypothesis](#)", *Energy Policy*, V.37(7) 2525-2535.
- FERON, P.H.M., 2009, "[The potential for improvement of the energy performance of pulverized coal fired power stations with post-combustion capture of carbon dioxide](#)", *Energy Procedia*, V. 1 (1) 1067-1074.
- FERON, P.H., 2010, "Exploring the potential for improvement of the energy performance of coal fired power plants with post-combustion capture of carbon dioxide", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 4(2), 152-160.
- FLUOR, 2003, "*Fluor's Econamine FG Plus SM Technology*", Second National Conference on Carbon Sequestration, NETL/DOE, Alexandria, VA, EUA.
- FLUOR, 2011, "*Gas Processing, Gas Treating, & LNG*". Disponível em: http://www.fluor.com/business_segments/energy_chemicals/Pages/gas_processing_lng.aspx. Acesso em: 06/2011.
- FOY, K., MCGOVERN, J., 2005, "Comparison of Ion Transport Membranes", *Fourth Annual Conference On Carbon Capture And Sequestration*, NETL/DOE.
- GE, 2001, "*The 7FB The Next Evolution of the F Gas Turbine*", No. GER-4194.
- GE, 2009, "*Heavy duty gas turbine products*", No. GEA-12985H.
- GEOSITS, R., SCHMOE, L., 2005, "*IGCC—The Challenges of Integration*", publicado em Proceedings of GT2005 ASME Turbo Expo 2005: Power for Land, Sea, and Air, Reno-Tahoe, Nevada, USA.
- GOLDEMBERG, J., COELHO, S., NASTARI, P., LUCON, O., 2004, "Ethanol learning curve—the Brazilian experience", *Biomass and Bioenergy*, 26, p. 301 – 304.
- GROL, ERIC. 2009, "*Evaluation of Alternate Water Gas Shift Configurations for IGCC Systems*", Report/Publication. Carbon Sequestration Gasification. NETL, Agosto.

Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov/energy-analyses/pubs/Evaluation%20of%20Alternate%20Water%20Gas%20Shift%20for%20Carbon%20Capture.pdf>>. Acesso em: 06/2011.

- GRUBLER, A., GRITSEVSKII, A., 1997, "A model of endogenous technological change through uncertain returns on learning (R&D and investments)", Conf. Induc. Technol. Change Environ., Laxenburg, Austria: International Institute of Applied System Analysis.
- HACON, S., 1996, "Avaliação do risco potencial para a saúde humana da exposição ao mercúrio na área urbana de Alta Floresta, MT, Bacia Amazônica, Brasil", Tese (Doutorado em Geociências (Geoquímica)) - Universidade Federal Fluminense.
- HACON, S. S. ; ROCHEDO, E. R. R. ; CAMPOS, R. C., 1997, "Risk Assessment of Mercury in Alta Floresta", *Water, Air and Soil Pollution*, v. 97, p. 91-105.
- HACON, S. S. ; ROCHEDO, E. R. R. ; CAMPOS, R. C. ; LACERDA, L. D., 1997, "Mercury exposure through fish consumption in the urban area of Alta Floresta", *Journal of Geochemical Exploration*, v. 58, p. 209-216.
- HALDOR TOPSOE, 2009, "Sulphur resistant/ sour water gas-shift catalyst". Disponível em: <www.topsoe.com>. Acesso em: 09/2010.
- HASHIM, S.S. ; MOHAMED, A.R.; BHATIA, S., 2011, "[Oxygen separation from air using ceramic-based membrane technology for sustainable fuel production and power generation](#)", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volume 15, Issue 2, 2011, P. 1284-1293.
- HIGMAN, C., VAN DER BURGT, M., 2008, "Gasification", 2a edição, Gulf Professional Publishing, Elsevier, Burlington , USA, Oxford, UK.
- HOFFMANN, B. S., 2010, "O ciclo combinado com gaseificação integrada e a captura de CO₂: uma solução para mitigar as emissões de CO₂ em Termelétricas a carvão em larga escala no curto prazo?", Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ, Planejamento Energético, Rio de Janeiro, Brasil.
- HUANG, BIN, SHISEN XU, SHIWANG GAO, LIANBO LIU, JIYE TAO, HONGWEI NIU, MING CAI, AND JIAN CHENG. 2010. "Industrial test and techno-economic analysis of CO₂ capture in Huaneng Beijing coal-fired power station", *Applied Energy* 87 (November): 3347-3354.
- HUVAL, M., VAN DE VENNE, H., 1981, "Gas Sweetening in Saudi Arabia in Large DGA Plants," Proceedings of the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Pg D-1 through D-27, Norman, Oklahoma.
- IEA, 2000, "Experience Curves for Energy Technology Policy", OECD/IEA, Paris, França.
- IEA, 2007, "CO₂ Capture Ready Plants", Greenhouse Gas R&D Programme, UK.
- IEA, 2008, "Energy Technology Perspective", OECD, França.
- IEA, 2009, "Technology Roadmap - Carbon capture and storage", OECD/IEA.
- IEA, 2010, "Carbon Capture And Storage - Model Regulatory Framework", Information Paper, OECD/IEA.

- IEA, 2011, "World Energy Outlook 2011", Paris, França.
- IEA GHG, 2006, "*Estimating The Future Trends In The Cost Of CO2 Capture Technologies*", Technical Study, Report Number: 2006/6, Cheltenham, Reino Unido.
- IEA GHG, 2007, "*CO2 Capture Ready Plants*", Technical Study, Report Number: 2007/4, Cheltenham, Reino Unido.
- IEA GHG, 2011, site oficial. Disponível em: < www.ieaghg.org >. Acesso em: 09/2010.
- IECM, "*Integrated Environmental Control Model*", ou IECM©. Disponível em: <http://www.cmu.edu/epp/iecm>
- JACOBS, 2010. "*Sulfinol Process*". Available at: <http://www.jacobs.com/projects.aspx?txID=394>. Acesso 05/2010.
- JANSEN, D., 2008, "*Hydrogen membrane reactors for pre combustion CO2 capture*", 2nd CACHET Workshop, ECN.
- KANNICHE, M. ET AL., 2010. Pre-combustion, post-combustion and oxi-combustion in thermal power plant for CO2 capture. *Applied Thermal Engineering*, 30(1), 53-62.
- KERESTECIOĞLU, U. & HABERLE, T., 2008. "Handling of Trace Components for Rectisol® Wash Units". In 2008 Conference: Economics, Performance and Reliability, Session 1. Washington DC.
- KERRY, F., 2007, "*Industrial Gas Handbook: Gas Separation and Purification*", 1ª Edição, CRC Press, Boca Raton, Flórida, EUA.
- KIM, I., KARL A. H., ERIK T. H., TORE H.-W., HALLVARD F. S., 2009, "Enthalpy of absorption of CO2 with alkanolamine solutions predicted from reaction equilibrium constants." *Chemical Engineering Science* 64 (1): 2027-2038.
- KISHIMOTO, SHINYA, TAKUYA HIRATA, MASAKI IJIMA, TSUYOSHI OHISHI, KAZUO HIGAKI, AND RONALD MITCHELL, 2009. "Current status of MHI's CO2 recovery technology and optimization of CO2 recovery plant with a PC fired power plant." *Energy Procedia* 1 (February): 1091-1098.
- KOHL, A. & NIELSEN, R., 1997. *Gas purification*, Houston, Tex. :: Gulf Pub.,
- KOTHANDARAMAN , A., NORD, L., BOLLAND, O., HERZOG, H., MCRAE, G.J., 2008, "Comparison of solvents for post-combustion capture of CO2 by chemical absorption", *Energy Procedia*, In Press.
- LEE, C., LEE, S., 2007, "Evaluation on the Performance and the NOx Emission of IGCC Power Plant Integrated with Air Separations Unit", *International Energy Journal*, 8, p. 37-44.
- LEMAIRE, E., BOUILLON, P.A., GOMEZ, A., KITTEL, J., GONZALEZ, S., CARRETTE, P.L., DELFORT, B., MOUGIN, P., ALIX, P., NORMAND, L., 2011. "New IFP optimized first generation process for post-combustion carbon capture: HiCapt+TM." *Energy Procedia* 4 (January): 1361-1368.

- LEPPIN, D., MORSTEIN, O., MENZEL, J., 2007, "*Morphysorb® Syngas Treating Process*", Gasification Technologies Conference 2007. San Francisco.
- LINDE, 2009, "Enhanced Cryogenic Air Separation", *1st Oxyfuel combustion Conference*, Cottbus, 2009.
- LINDE, 2011, "*Packaged Air Separation Plants*".
Disponível em: <www.linde.com>. Acesso em: 03/2011.
- LINDE, 2011a, "TONNAGE Air Separation Plants".
Disponível em: <www.linde.com>. Acesso em: 03/2011.
- LINDE, 2011B, "Oxygen Generation by Pressure Swing Adsorption".
Disponível em: <www.linde.com>. Acesso em: 03/2011.
- LIU, H. & GALLAGHER, K.S., 2010. Catalyzing strategic transformation to a low-carbon economy: A CCS roadmap for China. *Energy Policy*, 38(1), 59-74.
- LUCENA, A., SZKLO, A., SCHAEFFER, R., SOUZA, R., BORBA, B., COSTA, I., PEREIRA, A., CUNHA, S., 2009, "The vulnerability of renewable energy to climate change in Brazil", *Energy Policy* Volume 37, Issue 3, p. 879-889.
- LUCQUIAUD, MATHIEU, E JON GIBBINS. 2011. Effective retrofitting of post-combustion CO₂ capture to coal-fired power plants and insensitivity of CO₂ abatement costs to base plant efficiency. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5, n. 3 (Maio): 427-438. doi:16/j.ijggc.2010.09.003.
- LURGI, 2010. Reference List Technologies of Gas Purification.
- MARKUSSON, N., HASZELDINE, S., 2010, "' Effective retrofitting of post-combustion CO₂ capture to coal-fired power plants and insensitivity of CO₂ abatement costs to base plant efficiency", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, in press.
- MARKUSSON, N., HASZELDINE, S., 2010, "'Capture ready' regulation of fossil fuel power plants – Betting the UK's carbon emissions on promises of future technology", *Energy Policy* 38, p. 6695–6702.
- MARKUSSON, N., 2008, "*How ready is 'capture ready'? - Preparing the UK power sector for carbon capture and storage*", SCCS, University of Edinburgh.
- MATHIAS, PAUL M., SATISH REDDY, AND JOHN P. O'CONNELL. 2010. "Quantitative evaluation of the chilled-ammonia process for CO₂ capture using thermodynamic analysis and process simulation." *International Journal of Greenhouse Gas Control* 4 (2) (March): 174-179.
- MAURSTAD, O., 2005, "*An Overview of Coal based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology*", Massachusetts Institute of Technology, Laboratory for Energy and the Environment.
- MC CANN, N., 2010, "Simulation of enthalpy and capacity of CO₂ absorption by aqueous amine systems", *Industrial and Engineering Chemistry Research* 47, p. 2002–2009.

- MCKINSEY & CO, 2008, "*Pathways to a Low Carbon Economy: Version 2 of the Global Greenhouse Gas Abatement Cost Curve*".
- MINCHENER, ANDREW. 2007. *Capture Ready Study*. Institution of Chemical Engineers, Julho. www.icheme.org/captureready.pdf.
- MHI.CO.JP, 2011, site oficial. Disponível em: www.mhi.co.jp/. Acesso em 06/2011.
- MICEK, T., 2010, "*Carbon Capture and Storage (CCS) in 2100: Price Estimate for 'Technological Learning'*", ETH Zurich, Energy Economics and Policy 09/10, Zurich, Suíça.
- MIT, 2007, "*The future of coal options for a carbon-constrained world*", Massachusetts Institue of Technology, Boston, USA
- MOFARAHI, M.; KHOJASTEH, Y., KHALEDI, H., FARAHNAK, A., 2008. [Design of CO₂ absorption plant for recovery of CO₂ from flue gases of gas turbine](#). *Energy*, V.33 (8) 2008, P. 1311-1319
- MORITZ, K., 2004. "*Verfahren zum Entzug von CO₂ aus Rauchgasen und der Atmosphäre*". Disponível em: <http://www.hausarbeiten.de/faecher/vorschau/58933.html#>. Acesso 05/2010.
- MPX, 2011, Site oficial disponível em: www.mpx.com.br. Acesso em: 27/09/2011.
- NETL/DOE, 2002, "*Process Screening Analysis Of Alternative Gas Treating And Sulfur Removal For Gasification*", Revised Final Report, Task Order No. 739656-00100, Task 2, Mountain View, California, EUA.
- NETL/DOE, 2006, "*The Gas Turbine Handbook*", disponível em: <<http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/turbines/refshelf.html>>, acesso em Outubro de 2010.
- NETL/DOE. 2007. "*Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Power Plants study, Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity*." Final Report. Cost and Performance Baselines for Fossil Energy Plants. NETL - National Energy Technology Laboratory, Agosto. http://www.netl.doe.gov/energy-analyses/pubs/BitBase_FinRep_Rev2.pdf.
- NETL/DOE 2008, "*Current and future IGCC technologies – A pathway Study Focused on Non-Carbon Capture Advanced Power Systems R&D Using Bituminous Coal*", Volume 1, DOE/NETL-2008/1337
- NETL/DOE, 2009 "*Development of Ion Transport Membrane (ITM) Oxygen Technology for Integration in IGCC and Other Advanced Power Generation Systems*". Disponível em: <www.netl.doe.gov>. Acesso em: 10/2011.
- NETL/DOE, 2009, "*Evaluation of Alternate Water Gas Shift Configurations for IGCC Systems*", 401/080509, NETL, DOE.
- NETL/DOE, 2011, site oficial. Disponível em: <www.netl.doe.gov>. Acesso em: 10/2010.

- NICHOLS, C., 2008. *Reducing CO2 Emissions by Improving the Efficiency of the Existing Coa-fired Power Plant Fleet*, National Energy Technology Laboratory.
- NUCHITPRASITTICHA, A., CREMASCHI, S., 2011. "Optimization of CO2 capture process with aqueous amines using response surface methodology." *Computers & Chemical Engineering* 35 (August): 1521-1531.
- OEXMANN, J., KATHER, A., 2010. "Minimising the regeneration heat duty of post-combustion CO2 capture by wet chemical absorption: The misguided focus on low heat of absorption solvents." *International Journal of Greenhouse Gas Control* 4 (January): 36-43.
- OHLE, A., 2009, "CO2-Entfernung aus Gasströmen". Available at: http://tu-dresden.de/die_tu_dresden/fakultaeten/fakultaet_maschinenwesen/ifvu/tvu/forschung_aktuell/absorption/index_html. Acesso 05/2010.
- OKA, S., 2004, "Fluidized bed combustion", New York: M. Dekker
- OLAJIRE, A.A., 2010, "CO2 capture and separation technologies for end-of-pipe applications - A review". *Energy*, 35(6), 2610-2628.
- PALLA, N. & LEE, A., 2009, "Field Test Results Of The Physical Solvent N-Formyl Morpholine For Gas Treating Applications". Available at: <http://www.netl.doe.gov/kmd/cds/disk28/NG8-1.PDF>.
- PERES, S. S. ; ROCHEDO, E. R. R., 2001, "Long-term environmental radiological assessment of solid radioactive waste disposal". *Radioprotección-coloques*. Les Ulis : EDP Science, 2001. v. 37. C1, p. 1295-1300.
- PLOEG, H., CHHOA, T., ZUIDVELD, P., 2004, "The Shell Gasification Process for the US Industry", *Gasification Technology Conference*, Washington DC, USA.
- PROSERMAT, 2010, "Gas Treatment with Methanol." Available at: <http://www.prosermat.com/en/processes/gas-dehydration/ifpexol/> Acesso 05/2010.
- RAYNAL, L, BOUILLON P., GOMEZ A., BROUTIN P, 2011, From MEA to demixing solvents and future steps, a roadmap for lowering the cost of post-combustion carbon capture. *Chemical Engineering Journal* 171 (742– 752).
- RAYNAL, L., ALIX, P.I., BOUILLON, P.A., ET AL, 2011a. "The DMXTM process: An original solution for lowering the cost of post-combustion carbon capture." *Energy Procedia* 4 (January): 779-786.
- RAYNAL, L., BOUILLON, P.A., GOMEZ, A., BROUTIN, P. 2011b. "From MEA to demixing solvents and future steps, a roadmap for lowering the cost of post-combustion carbon capture." *Chemical Engineering Journal* 171 (3) (July): 742-752.
- RIABI, K.; RUBIN, E.S.; TAYLOR, M.R.; SCHRATTENHOLZER, L. , HOUNSHELL, D., 2004. Technological learning for carbon capture and sequestration technologies. *Energy Economics*, Volume 26, Issue 4, July 2004, Pages 539-564
- RIABI, K.; BARRETO, L.; RAO, S.; RUBIN, E.S., 2005. - Towards fossil-based electricity systems with integrated CO2 capture: Implications of an illustrative long-term

- technology policy, Greenhouse Gas Control Technologies 7, Volume I, 2005, Pages 921-929
- ROCHELLE, G., CHEN, E., FREEMAN, S., ET AL, 2011, "Aqueous piperazine as the new standard for CO₂ capture technology." *Chemical Engineering Journal* 171 (July): 725-733.
- ROMÁN, M., 2011, Carbon capture and storage in developing countries: A comparison of Brazil, South Africa and India. *Global Environmental Change* 21, n. 2 (Maio): 391-401. doi:16/j.gloenvcha.2011.01.018.
- RUBIN, E. S., BERKENPAS, M. B., FREY, H. C., 2007a, "Development and application of optimal design capability for coal gasification systems, in Technical Documentation: Integrated gasification combined cycle systems (IGCC) with carbon capture and storage (CCS)", Final Report performed under contract number DE- AC21-92MC29094, DOE/ NETL, Pittsburgh, USA.
- RUBIN, E. S., CHEN, C., RAO, A. B., 2007b, "Cost and performance of fossil fuel power plants with CO₂ capture and storage", *Energy Policy*, 35, 9, p. 4444–4454.
- RUBIN, E.S. ET AL., 2007. "Use of experience curves to estimate the future cost of power plants with CO₂ capture". *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1(2), 188-197.
- RUBIN, EDWARD S., MARGARET R. TAYLOR, SONIA YEH, E DAVID A. HOUNSHELL, 2004, "Learning curves for environmental technology and their importance for climate policy analysis". *Energy* 29, n. 9 (Julho): 1551-1559.
- Rubin, E., 2010, "The Cost of CO₂ Capture and Storage", American Association of Petroleum Geologists Annual Convention, New Orleans, LA, EUA.
- SAMANTA, ARUNKUMAR, AND S.S. BANDYOPADHYAY, 2011, "Absorption of carbon dioxide into piperazine activated aqueous N-methyldiethanolamine." *Chemical Engineering Journal* 171 (July): 734-741.
- SCHRATTENHOLZER, L., MCDONALD, A., 2001, "Learning rates for energy technologies", *Energy Policy*, V.29(4), 255-261
- SEXTON, ANDREW J., AND GARY T. ROCHELLE, 2009, "Catalysts and inhibitors for oxidative degradation of monoethanolamine." *International Journal of Greenhouse Gas Control* 3 (December): 704-711.
- SEA, 2011, *site oficial. Disponível em:* < www.rj.gov.br/web/sea>. Acesso em: 11/2011.
- SEKAR, R. C., PARSONS, J. E., HERZOG, H. J., 2007, "Future carbon regulations and current investments in alternative coal-fired power plant technologies", *Energy Policy*, v. 35, n. 2, pp. 1064–1074.
- SHAW, D., 2009, "Cansolv CO₂ capture: The value of integration." *Energy Procedia* 1 (1) (February): 237-246.
- SHELL, 2011. Disponível em: : <http://www.shell.com>. acesso em: 04/09/2011.
- SHREVE, 1980, "*Indústrias de Processos Químicos*", 4ª Edição, Ltc, Rio de Janeiro.

- SHU, J., 2008. *"Impacto radiológico como base da definição de valores de referencia para liberação de efluentes contendo radionuclídeos provenientes de instalações medicas"*. Tese (Doutorado em Engenharia Nuclear) - Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- SHU, J. ; ROCHEDO, E. R. R. ; HEILBRON, P. F. L. ; CRISPIM V.R. , 2011, "Avaliação de Doses devido à liberação de efluentes por instalações médicas na cidade do Rio de Janeiro", In: *International Joint Conference - RADIO 2011*, Recife.
- SHU, J. ; ROCHEDO, E. R. R. ; HEILBRON, P. F. L. ; CRISPIM V.R., 2009, "Methodological Studies for Deriving Release Criteria for Liquid Effluents from Medical Installations", In: *IX ENAN Meeting on nuclear Applications*, Rio de Janeiro.
- SIEMENS, 2009, *"Capture Ready – Retrofit Solutions for Steam Power Plants"*. Disponível em: <www.siemens.com>
- SMITH A.R.; KLOSEK, J., 2001. A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes. *Fuel Processing Technology*, Volume 70, Issue 2, May 2001, Pages 115-134
- SMITH, J.M., VAN NESS, H.C., ABBOTT, H.M., 2007, *"Introdução a Termodinâmica da Engenharia Química"*, 7ª Edição, LTC, Rio de Janeiro.
- SOARES, C., 2008, *"Gas turbines: a handbook of air, land, and sea applications"*, Butterworth Heinemann, Elsevier, London, UK.
- SOCLOW, R.H., PACALA, S., 2006, "A Plan to Keep Carbon in Check", *Scientific American*, 295 (3), p.50–57.
- SPLIETHOFF, H., 2010, *"Power generation from solid fuels"*, Heidelberg, Germany, Springer.
- STADLER, H., ET AL, 2010, "Oxyfuel coal combustion by efficient integration of oxygen transport membranes", *International Journal of Greenhouse Gas Control* 2010, doi:10.1016/j.ijggc.2010.03.004.
- STROMAUSKUNFT, 2010, disponível em: <http://www.stromauskunft.de>. Acesso em 18/10/2010.
- SVENDSEN, H.F.; HESSEN, E.T.; MEJDELL, T., 2011, Carbon dioxide capture by absorption, challenges and possibilities. *Chemical Engineering Journal*, Volume 171, Issue 3, 15 July 2011, Pages 718-724
- SZKLO, A., ULLER, V., 2008, *"Fundamentos do Refino de Petróleo"*, 2ª Edição, Editora Interciência, Rio de Janeiro, Brasil.
- UOP, 2000, "Use of SELEXOL Process in Coke Gasification to Ammonia Project", *Laurance Reid Gas Conditioning Conference*, Oklahoma, EUA.
- UOP, 2009, " Meeting Staged CO2 Capture Requirements Meeting Staged CO2 Capture Requirements Meeting Staged CO2 Capture Requirements with the UOP Selexol Process, *2009 Gasification Technologies Conference*, Colorado Springs, EUA.
- UOP, 2002, *"Selexol Process"*. Disponível em: <www.uop.com>. Acesso em: 10/2010.

- UOR, 2011, University of Regina. Disponível em: www.uregina.ca. Acesso em: 08/2011.
- US OFFICE OF MANAGEMENT AND BUDGET, 2011, site oficial.
Disponível em: < www.whitehouse.gov/omb>. Acesso em: 09/2011.
- WORLEY PARSONS, 2011, Disponível em: <http://www.worleyparsons.com>. Acesso em: 09/2011.
- WRIGHT, T. P., 1936, "Factors Affecting the Cost of Airplanes", *Journal of the Aeronautical Sciences*, London, v. 3, p. 122-128.
- YEH, S., RUBIN, E., 2010, "Uncertainties In Technology Experience Curves For Energy-Economic Models", *Workshop: Modeling The Economics Of Greenhouse Gas Mitigation*. Disponível em: <http://www.nap.edu/catalog/13023.html>.
- ZARETSKII, M.I., RUSAK, V.V. & CHARTOV, E.M., 2008, "Using propylene carbonate in extraction and absorption: A review", *Coke and Chemistry*, 51(3), 101-104.
- Zhai, H., Rubin, E., Versteeg, P., 2011, "Water Use at Pulverized Coal Power Plants with Postcombustion Carbon Capture and Storage", *Environmental Science & Technology*, Vol 45, pp. 2479-2485.

Anexo: Descrição do IECM©

Este anexo descreverá o IECM, que como já foi mencionado, foi o *software* utilizado para elaboração e avaliação de casos de termoeletricas a carvão, com e sem captura de CO₂.

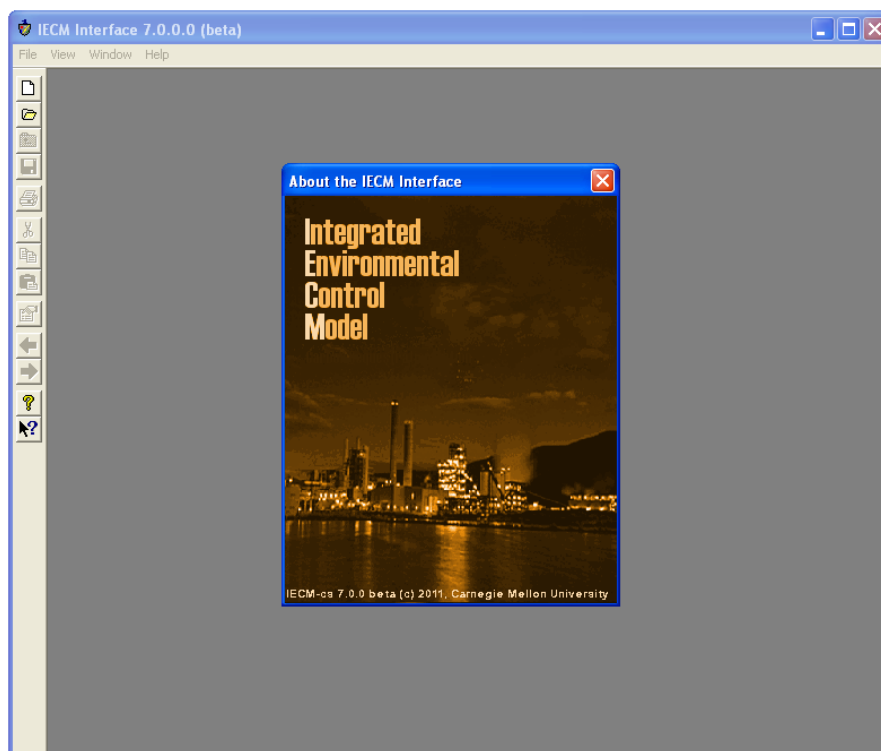


Figura Anexo - 96 - Janela inicial do IECM

Fonte: Elaboração própria.

Ao iniciar o programa o usuário deve iniciar uma nova sessão ou abrir uma sessão salva previamente. Ao iniciar uma nova sessão o usuário deve escolher qual a tecnologia de geração. Existem três opções, todas com capacidade de adicionar a captura:

- Combustão (caldeira): queima de combustíveis fósseis em caldeiras. Atualmente o programa se restringe apenas à aplicação de carvão (PC);
- Combustão (turbina): queima de gás natural em uma turbina a gás em ciclo combinado;

- IGCC: gasificação de carvão com tecnologia GE ou Shell. Nesta opção, existe um número restrito de tipos de carvão disponíveis.

Este anexo ficará restrito à apresentação das opções da queima de carvão pulverizado (PC). Ao iniciar a sessão, o usuário encontra três abas: Configuração da Planta, Entrada de Parâmetros e Resultados.

Na primeira, o usuário seleciona o conjunto de operações unitárias que deverão compor a usina em questão. A tabela abaixo apresenta o conjunto de tecnologias disponíveis para uma termoeletrica PC:

Tabela Anexo-47 Tecnologias disponíveis para uma usina PC no IECM

Controle de Combustão	
Combustível	Carvão
Controle de NOX	- Controle no Forno
Controle de Pós-Combustão	
Controle de NOX	- SCR
Particulados	- ESP Filtro
Controle de SO2	- FGD Spray Dryer
Mercúrio	- Injeção de Carbono
Captura de CO2	- Sistema Amina Reciclo O2-CO2
Gestão de Água e Sólidos	
Resfriamento	Sistema Aberto Torre Úmida Air-Cooler
Água Residual	Lagoa Trat. Químico Trat. Mecânico
Cinzas	Sem Misturas Mistura c/ FGD Mistura c/ Fundo

Elaboração própria.

Como pode-se perceber pelo gráfico acima, o programa permite a combinação de diversas tecnologias de controle de poluentes e utilidades, de forma a permitir uma aproximação mais realista às usinas reais, em operação ou em projeto.

Após selecionar o conjunto de tecnologias a serem utilizadas, é necessário entrar com os dados de entrada. Para cada operação unitária selecionada, o programa permite a manipulação dos parâmetros de operação típicos como por exemplo: temperatura de operação, eficiência de remoção, entre outros. O mesmo pode ser dito para as premissas de investimento e análise financeira. Caso deseje, o usuário pode continuar com os valores recomendados pelo próprio modelo. A figura a seguir apresenta a aba de entrada de dados. Apenas como exemplo, está ilustrada a entrada do fator de capacidade da usina e as condições atmosféricas locais.

	Title	Units	Unc	Value	Calc	Min	Max	Default
1	Capacity Factor	%		75.00		0.0	100.0	75.00
2								
3	Gross Electrical Output	MWg		650.0	✓	100.0	2500	calc
4	Net Electrical Output	MW		610.4	✓	100.0	2500	calc
5								
6								
7	Ambient Air Temperature (Avg)	°F		77.00		15.00	100.0	77.00
8	Ambient Air Pressure (Avg)	psia		14.70		12.00	15.00	14.70
9	Relative Humidity (Avg)	%		50.00		0.0	100.0	50.00
10	Ambient Air Humidity (Avg)	lb H2O/lb dry air		9.879e-3	✓	0.0	3.000e-2	calc
11	Oxygen Content in Air/Oxidant	vol%		20.63	✓	0.0	100.0	calc
12								
13								
14								
15								
16								
17								
18								

Process Type: 1. Overall Plant

Figura Anexo-97 – Aba de Entrada de Dados

Fonte: Elaboração própria.

Outra importante característica do IECM é a capacidade de adaptar o tipo de combustível a ser utilizado na usina. A figura abaixo apresenta como os dados são inseridos no modelo. O modelo atualmente se restringe à utilização de carvão

pulverizado para queima em caldeira. Pode-se perceber que é necessário entrar com dados da composição e poder calorífico do carvão. Da mesma forma, é possível determinar a potência bruta da planta, a criticalidade do ciclo a vapor, além de parâmetros operacionais da caldeira (ex: eficiência, excesso de ar, etc).

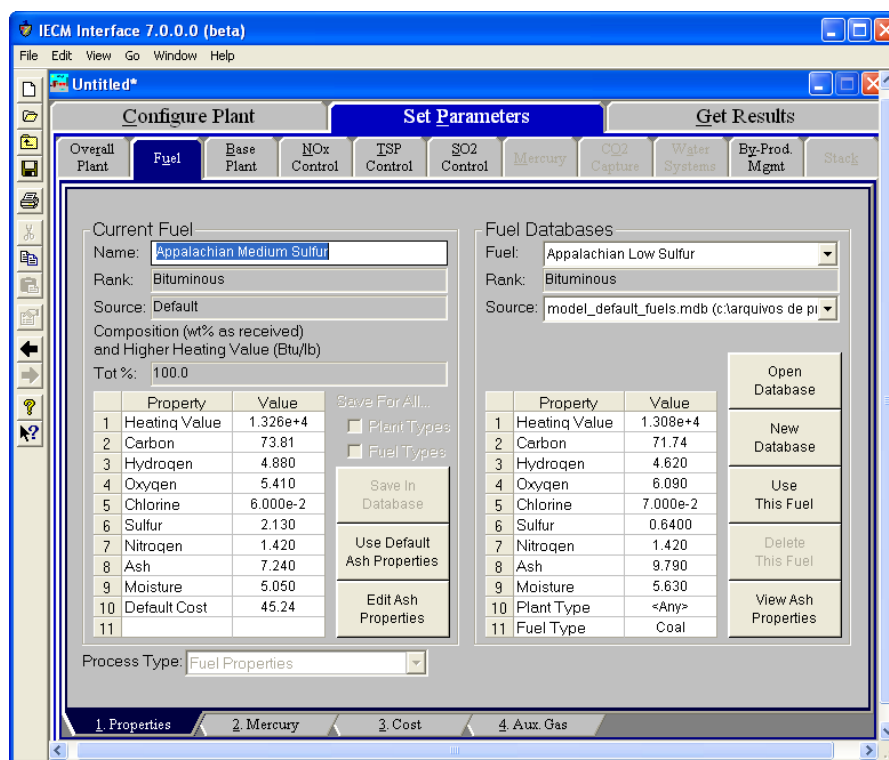


Figura Anexo-98 – Entrada de dados do combustível no IECM

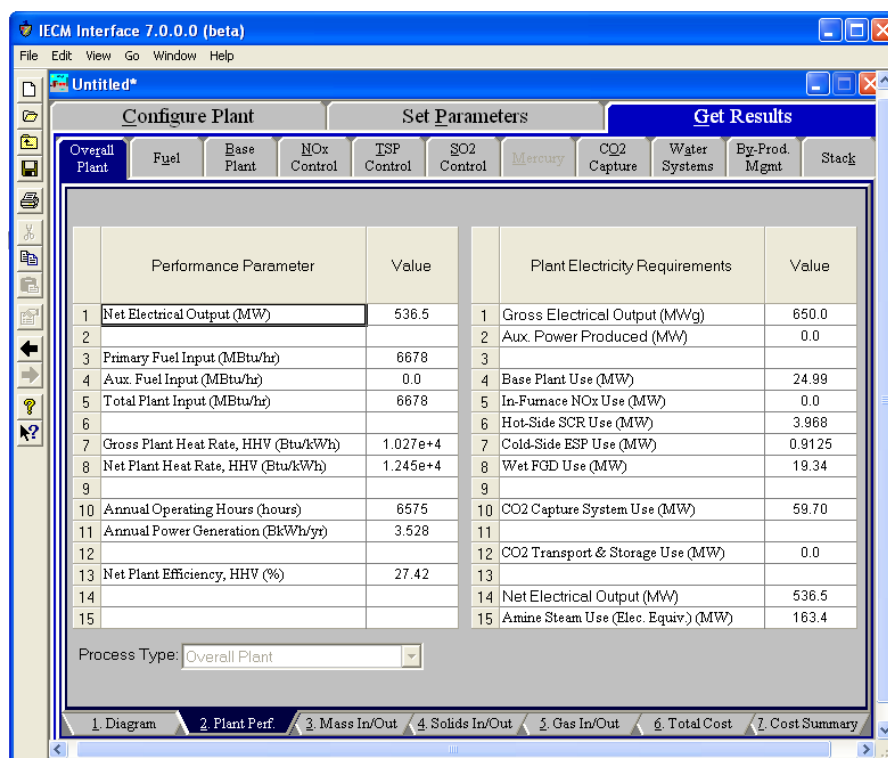
Fonte: Elaboração própria.

O controle de NO_x pode ser realizado de duas formas: controles durante a combustão, através de queimadores low- NO_x e queima estagiada de ar; ou após a combustão, através de um sistema catalítico de redução, conforme apresentado no capítulo 6. Por exemplo, ao utilizar ambos sistemas de controle de NO_x , os sistemas apresentam uma redução típica de 73,5% do NO_x .

A remoção típica de particulados é superior a 98% para qualquer tecnologia empregada nesta etapa. Para o controle de SO_2 , como já foi mencionado, a tecnologia mais empregada é o FGD, com cal ou calcário. O modelo apresenta uma remoção típica de 85%, com um limite superior de 99,5%.

Outra vantagem de utilizar o IECM é a possibilidade de verificar sistemas de captura de CO₂ em plantas de diferentes perfis. O programa apresenta um conjunto de parâmetros de processo para duas tecnologias de captura: MEA 30% p/p e Econamine FG+. Dentre os diversos parâmetros passíveis de serem modificados, destaca-se a energia de regeneração requerida pelos solventes a base de amina.

Uma vez determinados todos os parâmetros de operação da usina, o usuário pode seguir à aba de resultados. Nesta última aba, o programa permite que o usuário extraia tanto informações gerais da planta, como também informações por sistema. A figura a seguir apresenta, por exemplo, os resultados gerais da planta como: eficiência, potência bruta e potência líquida, horas de operação por ano, etc.



The screenshot shows the IECM Interface 7.0.0.0 (beta) software. The 'Get Results' tab is active, displaying a table of performance parameters and plant electricity requirements. The table is divided into two main sections: 'Performance Parameter' and 'Plant Electricity Requirements'. The 'Performance Parameter' section lists 15 parameters, including Net Electrical Output (MW), Primary Fuel Input (MBtu/hr), Gross Plant Heat Rate, HHV (Btu/kWh), Net Plant Heat Rate, HHV (Btu/kWh), Annual Operating Hours (hours), Annual Power Generation (BkWh/yr), and Net Plant Efficiency, HHV (%). The 'Plant Electricity Requirements' section lists 15 parameters, including Gross Electrical Output (MWg), Aux. Power Produced (MW), Base Plant Use (MW), In-Furnace NOx Use (MW), Hot-Side SCR Use (MW), Cold-Side ESP Use (MW), Wet FGD Use (MW), CO2 Capture System Use (MW), CO2 Transport & Storage Use (MW), Net Electrical Output (MW), and Amine Steam Use (Elec. Equiv.) (MW). The 'Process Type' is set to 'Overall Plant'.

Performance Parameter		Value	Plant Electricity Requirements		Value
1	Net Electrical Output (MW)	536.5	1	Gross Electrical Output (MWg)	650.0
2			2	Aux. Power Produced (MW)	0.0
3	Primary Fuel Input (MBtu/hr)	6678	3		
4	Aux. Fuel Input (MBtu/hr)	0.0	4	Base Plant Use (MW)	24.99
5	Total Plant Input (MBtu/hr)	6678	5	In-Furnace NOx Use (MW)	0.0
6			6	Hot-Side SCR Use (MW)	3.968
7	Gross Plant Heat Rate, HHV (Btu/kWh)	1.027e+4	7	Cold-Side ESP Use (MW)	0.9125
8	Net Plant Heat Rate, HHV (Btu/kWh)	1.245e+4	8	Wet FGD Use (MW)	19.34
9			9		
10	Annual Operating Hours (hours)	6575	10	CO2 Capture System Use (MW)	59.70
11	Annual Power Generation (BkWh/yr)	3.528	11		
12			12	CO2 Transport & Storage Use (MW)	0.0
13	Net Plant Efficiency, HHV (%)	27.42	13		
14			14	Net Electrical Output (MW)	536.5
15			15	Amine Steam Use (Elec. Equiv.) (MW)	163.4

Figura Anexo-99 – Resultados Gerais da planta no IECM
Fonte: Elaboração própria.

Por fim, outra grande vantagem da utilização deste modelo deriva do fato que, associado às tecnologias, diversos equipamentos e consumíveis da planta, está um banco de dados de custo. Isso permite que o modelo realize estimativas de investimento e análises financeiras.

Desta forma, é possível verificar qual seria o custo nivelado da energia (LCOE) do projeto em questão, baseando-se na escolha da tecnologia, nas condições de operação e perfil do investidor. A figura a seguir apresenta a aba de resumo desta análise, em que são apresentados o investimento total e o LCOE do projeto.

	Technology	Capital Required (M\$)	Capital Required (\$/kW-net)	Revenue Required (M\$/yr)	Revenue Required (\$/MWh)
1	Combustion NOx Control	13.33	24.84	1.703	0.4827
2	Post-Combustion NOx Control	31.43	58.58	7.406	2.099
3	Mercury Control	0.0	0.0	0.0	0.0
4	TSP Control	26.70	49.76	5.781	1.639
5	SO2 Control	161.5	301.1	40.16	11.39
6	Combined SOx/NOx Control	0.0	0.0	0.0	0.0
7	CO2 Capture	475.8	886.8	107.1	30.37
8	Subtotal	708.8	1321	162.2	45.98
9	Cooling Tower	0.0	0.0	0.0	0.0
10	Base Plant	960.7	1791	180.6	51.19
11	Emission Taxes	0.0	0.0	0.0	0.0
12	Total	1670	3112	342.7	97.16
13					
14					
15					

Process Type: Costs are in Constant 2010 dollars.

1. Diagram 2. Plant Perf. 3. Mass In/Out 4. Solids In/Out 5. Gas In/Out 6. Total Cost 7. Cost Summary

Figura Anexo-100 – Resultado Econômicos da Planta no IECM.

Fonte: Elaboração própria.