



José Antônio Perrella Balestieri

# **Geração de energia sustentável**



José Antônio Perrella Balestieri

# **Geração de energia sustentável**

# **GERAÇÃO DE ENERGIA SUSTENTÁVEL**

FUNDAÇÃO EDITORA DA UNESP

*Presidente do Conselho Curador*

Mário Sérgio Vasconcelos

*Diretor-Presidente*

José Castilho Marques Neto

*Editor-Executivo*

Jézio Hernani Bomfim Gutierre

*Superintendente Administrativo e Financeiro*

William de Souza Agostinho

*Assessores Editoriais*

João Luís Ceccantini

Maria Candida Soares Del Masso

*Conselho Editorial Acadêmico*

Áureo Busetto

Carlos Magno Castelo Branco Fortaleza

Elisabete Maniglia

Henrique Nunes de Oliveira

João Francisco Galera Monico

José Leonardo do Nascimento

Lourenço Chacon Jurado Filho

Maria de Lourdes Ortiz Gandini Baldan

Paula da Cruz Landim

Rogério Rosenfeld

*Editores-Assistentes*

Anderson Nobara

Jorge Pereira Filho

Leandro Rodrigues

JOSÉ ANTÔNIO PERRELLA  
BALESTIERI

**GERAÇÃO DE ENERGIA SUSTENTÁVEL**



© 2013 Editora Unesp

Direitos de publicação reservados à:  
Fundação Editora da Unesp (FEU)

Praça da Sé, 108  
01001-900 – São Paulo – SP  
Tel.: (0xx11) 3242-7171  
Fax: (0xx11) 3242-7172  
www.editoraunesp.com.br  
www.livrariaunesp.com.br  
feu@editora.unesp.br

CIP – BRASIL. Catalogação na publicação  
Sindicato Nacional dos Editores de Livros, RJ

---

B153g

Balestieri, José Antônio Perrella

Geração de energia sustentável / José Antônio Perrella Balestieri. São Paulo: Editora Unesp, 2014.

Formato: ePub

Requisitos do sistema: Adobe Digital Editions

Modo de acesso: World Wide Web

ISBN 978-85-68334-12-6 (recurso eletrônico)

1. Energia elétrica – Brasil. 2. Serviços de eletricidade – Brasil. 3. Política energética – Brasil. 4. Livros eletrônicos. I. Título.

14-17015

CDD: 333.79320981

CDU: 620.9(81)

---

Este livro é publicado pelo projeto *Edição de Textos de Docentes e Pós-Graduados da UNESP* –  
Pró-Reitoria de Pós-Graduação da UNESP (PROPG) / Fundação Editora da Unesp (FEU)

Editora afiliada:



*Dedico este trabalho aos que me precederam – meus pais, avós, tios e professores –, que com seus valores pessoais e exemplos de vida me fazem a cada dia perceber o quão necessário é olhar para além do nosso pequeno mundo.*

*Este trabalho pretende também prestar uma singela homenagem a dois Franciscos – o santo de Assis, por sua atitude sustentável em prol da Vida e da Natureza, e ao seu xará, o compositor carioca, com sua particular visão de sustentabilidade ao preconizar, em *Futuros amantes*, a “reciclagem do amor”...*

*“Não se afobe, não,  
Que nada é pra já  
Amores serão sempre amáveis  
Futuros amantes, quiçá,  
Se amarão, sem saber,  
Com o amor que um dia  
Eu deixei pra você”*

## AGRADECIMENTOS

Agradecer nominando aos que me auxiliaram nesse caminhar certamente me exporia ao erro de esquecer alguém tão ou mais importante do que os que o foram. Muitos estiveram ao meu lado ao longo dessa jornada, em período que compreendeu tanta vida, numa jornada mais longa e densa do que poderia em algum momento conceber – agradeço aos os que mantiveram próximos pelo que representaram para mim: a palavra amiga, o compartilhamento de singelos momentos da vida, mas também a admoestação, o embate de ideias – todos me foram e me são caros, e os tenho em meu coração. Deus, minha família e todos que me querem bem estão aqui representados.

Agradeço à Universidade Estadual Paulista “Julio de Mesquita Filho” (Unesp) as oportunidades que me ofereceu ao longo da carreira – foi por estar fincado nesse solo de qualidade que pude crescer profissionalmente e como pessoa. Em particular, agradeço à Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, na pessoa de seus dirigentes, servidores e alunos, e muito particularmente ao Departamento de Energia, que me acolhe de forma generosa há mais de duas décadas.

Não posso deixar de agradecer à Fundação de Auxílio à Pesquisa do Estado de São Paulo (Fapesp), ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (Capes) e à Petróleo Brasileiro S.A. (Petrobras) que viabilizaram, por seu apoio aos projetos de pesquisa, o desenvolvimento de tantas atividades e a concretização deste livro.

*Quero viver esta vida com sabedoria, humildade, honestidade, paciência, desapego e respeito ao próximo.*

*Quero semear bons exemplos e esperança, e alegrar-me pelo seu florescer em cada ser.*

*Quero deixar esta vida de modo sereno e liberto de minhas misérias.*

(José Antônio Perrella Balestieri,  
“Minha bússola pessoal”, 2001)

## PREFÁCIO

Em *Piano Bar* , Humberto Gessinger, então vocalista da banda Engenheiros do Hawaii, vaticinou que “toda vez que falta luz, toda vez que algo nos falta, o invisível nos salta aos olhos” – como consequência, essa nova percepção de mundo não deixará de ficar cristalizada na retina de quem vivenciou tal experiência, e caberá a cada um deliberar por tê-la ou não como novo paradigma que irá nortear sua vida e suas decisões.

De igual modo, o conceito de sustentabilidade, em todos os aspectos da vida e em especial na geração de energia, assume seu papel na transformação da vida no planeta, embora creia que ainda muito tempo passará até que a humanidade, como Zeca Baleiro em *Muzak* , assuma que tem “nas mãos um coração maior que o mundo, o mundo é meu, o mundo é teu, de todo mundo”... De todo modo, se por tantos anos a queima de combustíveis fósseis foi a escolha “natural” nas decisões relativas à geração de energia, até mesmo por representar a solução de menor impacto econômico e/ou financeiro, aos poucos a humanidade se sensibiliza de que há outras questões tão ou mais importantes de serem consideradas, como o frágil equilíbrio entre a manutenção de múltiplas formas de vida do planeta e as condições dignas de existência de cada ser vivente neste mesmo planeta.

O presente livro é produto de diversas pesquisas realizadas em momentos distintos de minha carreira – no pós-doutorado realizado no Programa de Pós-Graduação do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) com auxílio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (Capes), em 2001; em projeto de auxílio regular da Fundação de Auxílio à Pesquisa do Estado de São Paulo (Fapesp) entre 2006 e 2008; em projeto de pesquisa de bolsa de produtividade do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) entre 2006 e 2009. Menciono também diversas atividades de pesquisa realizadas com a Petrobras, envolvendo colegas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” (Unesp) e da UFSC – embora o presente texto não registre informações reportadas àquela empresa, o aspecto prático das atividades ampliou a percepção de oportunidades na área de pesquisa em energia.

Cada uma dessas atividades contribuiu, com suas particularidades, para que diversos planos de pesquisa em nível de doutorado, mestrado, iniciações científicas e trabalhos de conclusão de curso fossem desenvolvidos por estudantes, alguns de forma concomitante aos projetos, outros de modo consequente. No plano pessoal, todas essas pesquisas contribuíram de modo significativo para galgar ao cargo de professor titular no Departamento de Energia da Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Unesp, em fevereiro de 2011.

Embora o Brasil seja um país com forte presença de energia renovável em sua estrutura de geração elétrica, com especial destaque para a geração hidrelétrica, não se concebe como razoável que sejam relegados estudos prospectivos de alternativas tecnológicas de base termelétrica com reduzidos níveis de emissão atmosférica. A apresentação do conceito de cogeração (geração combinada de duas ou mais formas de energia a partir de uma mesma fonte combustível) ganha destaque pela racionalidade energética que representa, sendo objeto de análise no presente texto.

O objetivo deste trabalho é apresentar algumas fontes combustíveis alternativas – relativas ao aproveitamento de biomassas de origem animal e vegetal, as decorrentes do aproveitamento de resíduos sólidos municipais,

subprodutos de processos industriais – e tecnologias avançadas de geração termelétrica e de cogeração com redução de emissão de CO<sub>2</sub> . Para tanto, parte de uma discussão de conceitos que são julgados pertinentes às análises de planejamento energético, considerando que tais fontes combustíveis e tecnologias avançadas apenas serão contempladas nos planos de expansão de longo prazo do setor energético se comprovarem vantagens técnicas, econômicas e ambientais comparativamente ao que hoje é empregado.

O eixo central do texto (Capítulos 1 a 6 e Apêndices 1 e 2) consiste no relatório de pesquisa referente ao projeto de auxílio regular da Fapesp intitulado “Análise de oportunidades de cogeração e uso racional de energia a partir de tecnologias avançadas”, cujo produto final teve a menção de um assessor daquela Fundação para que o documento final se viabilizasse na forma de livro para cursos no tema; os Capítulos 7 e 8 foram baseados em pesquisa desenvolvida no pós-doutorado realizado pelo autor na Universidade Federal de Santa Catarina por sua plena aderência ao conjunto. Todos os capítulos foram revistos, ampliados e atualizados para garantir que as informações apresentadas fossem as mais representativas do atual estado do conhecimento na área de pesquisa em que o texto se enquadra.

O projeto “Otimização de centrais de cogeração com emprego de indicadores ambientais”, referente à bolsa de produtividade desenvolvida na área de Planejamento Energético do Comitê Assessor em Engenharias e Ciências Nucleares, teve estreita relação com o projeto desenvolvido com recursos da Fapesp; os projetos foram estruturados de forma concomitante e com algumas atividades comuns. O projeto se propôs a avaliar o emprego de fontes energéticas renováveis e de tecnologias avançadas de geração de energia em centrais de cogeração, buscando identificar novas oportunidades de seu emprego e a possibilidade da proposição de soluções híbridas; além disso, buscou-se avaliar o seu potencial em termos de uso racional de energia. O projeto visou ainda estruturar um conjunto de informações e conceitos que auxiliassem no desenvolvimento de empreendimentos de geração térmica para a expansão de médio/longo prazos do setor elétrico contemplando o emprego de tecnologias avançadas; com base em tais

informações, desenvolveram-se análises para subsidiar o desenvolvimento de políticas públicas para o uso de recursos renováveis, tais como resíduos sólidos e gasosos derivados de lixo urbano e esgoto.

Não é o primeiro livro de minha lavra, e por conta da experiência pregressa e de todo o processo que envolve a escrita e a editoração de um livro, de antemão já assumo que erros de impressão, de revisão ou de qualquer outra ordem certamente aparecerão nesta obra e me são devidos. Estou convencido de que o amadurecimento de um indivíduo também ocorre pela disposição em aceitar-se imperfeito e sujeito a falhas, e em as havendo, peço a compreensão dos leitores, e que me ajudem nesse processo de aperfeiçoamento, indicando-as de forma generosa e piedosa.

# 1

## EM BUSCA DE UMA DEFINIÇÃO PARA PLANEJAMENTO ENERGÉTICO

*“Quem pode tudo prever?”*

*(Imitação de Cristo ,  
capítulo XLV, alínea 3)*

### **Introdução**

Nas últimas três décadas o mundo viu a ordem mundial ser subvertida em vários aspectos, sendo um deles – se não o principal – a questão da energia e do meio ambiente. Se em 1973, primeiro momento da crise mundial do petróleo que marcou o século XX, a preocupação com os impactos causados pela queima dos combustíveis fósseis fosse quase nula, não se concebe atualmente que qualquer novo empreendimento que envolva geração de energia e/ou deposição de resíduos no ambiente seja iniciado sem que antes tenham sido avaliadas as consequências de sua implantação e/ou formas de mitigação dos efeitos nocivos sejam estabelecidas.

Alguns processos que causam impactos ao ambiente são necessariamente decorrentes tanto da existência de vida – pela absorção do oxigênio, eliminação de dióxido de carbono no processo de respiração e eliminação de resíduos gasosos, líquidos e sólidos consequentes à alimentação e seu processamento – quanto da morte, pela decomposição

orgânica dos seres vivos. Em meio às penalidades impostas ao meio ambiente pelas atividades humanas que se seguiram à Revolução Industrial intensificam-se a exaustão dos recursos naturais, as emissões decorrentes das atividades industriais e do transporte e a disposição de resíduos consequentes às transformações realizadas.

As necessidades energéticas da população mundial, por sua vez, são crescentes. A análise da expansão das formas de suprimento de energia deve considerar as vertentes existentes, tanto no uso eficiente dos recursos naturais quanto na apropriação de novas tecnologias como forma de uma atuação ambiental mais favorável. Nesse contexto, este texto pretende avaliar o emprego de novas fontes energéticas e de tecnologias avançadas de geração de energia em centrais de cogeração, buscando identificar novas oportunidades de seu emprego, e a possibilidade da proposição de soluções híbridas, bem como a avaliação do seu potencial em termos de uso racional de energia.

## **Conceitos sobre Planejamento Energético**

De acordo com Koontz e O'Donnell (1974, p.69), “planejar é decidir antecipadamente o que fazer, como fazer, quando fazer, e quem irá fazer”. Por essa definição depreende-se que o ato de planejar implica um bom conhecimento dos objetos contemplados no processo, uma razoável organização de ideias e disponibilidade de recursos (humanos, monetários, técnicos e tecnológicos) que auxiliem a sua efetiva realização. Os mesmos autores avançam um pouco mais em sua explicação:

Embora um futuro raramente possa ser previsto com precisão e fatores impossíveis de controlar possam interferir nos planos mais bem arquitetados, se não houver planejamento, os acontecimentos são deixados ao acaso. Planejar é um ato intelectual, é determinar

conscientemente os cursos de ação, é basear as decisões nas finalidades, nos fatos e em estimativas ponderadas. (ibidem)

Alguns pontos merecem destaque:

- 1) a frase “Embora um futuro raramente possa ser previsto com precisão” embute uma das importantes questões do Planejamento, que é o de buscar estabelecer as condições nas quais os fatos futuros poderão ocorrer. Para tanto, realizam-se:
  - avaliação das condições estruturais e conjunturais dos processos em análise;
  - estabelecimento de cenários prospectivos em curto, médio e longo prazos para realização de projeções;
  - formulação de modelos de tomada de decisão de base determinística ou probabilística;
- 2) em “se não houver planejamento, os acontecimentos são deixados ao acaso”, estabelece-se uma das boas consequências do emprego do Planejamento, que é a oportunidade de intervir nos processos durante o acontecimento dos fatos, corrigindo-se eventuais falhas e permitindo-se que condições mais favoráveis sejam alcançadas;
- 3) por fim, em “planejar é um ato intelectual”, deve-se compreender que na área de Planejamento Energético nem sempre se disporá, ao fim de uma análise em particular, de um “objeto” ou “protótipo”, ou, como se habituou chamar na atualidade, de “um produto tecnológico”, mas tão somente <sup>1</sup> (!?!) um conjunto de esquemas, cálculos e conjecturas que servirão como norteadores de políticas públicas e/ou decisões empresariais.

Definir Planejamento Energético é uma tarefa complexa, uma vez que pode assumir diferentes significados. De uma forma geral, poder-se-ia definir planejamento energético como o processo de desenvolvimento de políticas de longo prazo para nortear o estabelecimento da estrutura energética em nível local, regional, nacional ou global. A atitude mais

sensata, no entanto, talvez seja a de tentar evidenciar alguns pontos de maior relevância, no contexto do que tem sido publicado no tema, sem pretensão de esgotar suas possibilidades.

Desse modo, poder-se-ia estabelecer como pertinentes ao tema os seguintes pontos:

- 1) *Oferta, conservação e uso de recursos energéticos e naturais* : a oferta de recursos energéticos e naturais (recursos hídricos, minerais, agrícolas e florestais, fluviais e marinhos, a biodiversidade animal e vegetal, a conservação do solo e do leito dos rios, dentre outros) está diretamente vinculada à sua disponibilidade. Durante muito tempo a humanidade utilizou os recursos naturais sem a devida preocupação com a sua sustentabilidade: nesse contexto, por exemplo, atualmente se percebe o quanto a devastação de florestas para produção de lenha contribuiu para a redução da biodiversidade em muitas regiões do planeta (com a conseqüente perda de informação e potencial emprego da diversidade genética dessas); ou ainda, como a destruição de matas ciliares para produção de pasto reduziu o volume de água de alguns rios do país.

Esforços precisam ser feitos, em todos os níveis da sociedade, para que se revertam os efeitos deletérios do uso inconseqüente e pouco responsável dos recursos naturais. Nesse sentido, programas de uso racional de recursos (energia, inclusive), programas de reciclagem de produtos e iniciativas na área educacional que sejam voltadas à difusão dos conceitos de sustentabilidade e formação da consciência cidadã devem ser amplamente veiculados, em especial visando atingir as camadas mais jovens da população.

O Planejamento Energético deve contemplar as múltiplas formas de geração de energia, tanto centralizada (as grandes empresas concessionárias de energia, água, climatização de ambientes) quanto descentralizada (condomínios, residências, indústrias praticando cogeração – enfim, pequenos produtores ou autoprodutores que geram energia para uso próprio com venda de excedentes para o

sistema centralizado), seja em atendimento aos sistemas interligados como aos sistemas isolados (como as ilhas e as comunidades afastadas do sistema interligado). Ao se estabelecerem políticas de curto, médio e longo prazos, devem-se considerar todas as possibilidades de inclusão de novas formas de geração de energia, bem como o potencial de conservação de energia como estratégia de postergação dos investimentos em expansão do sistema de geração, naquilo que é hoje conhecido com Planejamento Integrado de Recursos (PIR) <sup>2</sup> (Jannuzzi; Swisher, 1997).

Deve, ainda, considerar o amplo espectro existente na matriz energética dos países, com a disponibilidade de recursos renováveis (biomassas, energia eólica, energia maré-motriz, dentre outros) e não renováveis (petróleo, gás natural, dentre outros).

2) *Compreensão das implicações econômicas, ambientais e humanas do objeto em análise* : o Planejamento Energético apresenta um espectro amplo acerca do conhecimento, mas cabe salientar que deve respeitar os limites de sua área de atuação. Desse modo, compõe a temática do Planejamento Energético o estudo do desenvolvimento nacional, regional ou municipal, e neste último encontram-se estudos voltados à questão do transporte (em termos tanto logísticos quanto energéticos ou de emissões atmosféricas), da eficiência de sistemas de iluminação ou da utilização de sistemas de aquecimento em base solar para edifícios, dentre outros.

O planejamento das questões energéticas envolve aspectos técnicos e tecnológicos, os quais estão necessariamente ligados a questões humanas, do ponto de vista antropológico e social, bem como aspectos econômicos e ambientais (como mudança climática, o efeito estufa decorrente das emissões de CO<sub>2</sub> e metano, impactos e restrições ambientais, os efeitos do Protocolo de Quioto sobre os países, a mudança da paisagem, os processos de remediação e mitigação de efeitos indesejáveis sobre o ambiente).

3) *Desenvolvimento e proposição de modelos (de projeção de demandas, de otimização e simulação)* : o Planejamento Energético se pauta pelo emprego de algumas técnicas que auxiliam o processo de tomada de decisões, gerando resultados que servem de base para o estabelecimento de metas e a orientação de políticas públicas.

Modelos de projeção de demanda, assim como modelos de otimização e simulação são brevemente abordados em seus conceitos no item que segue. No entanto, a diversidade de modelos não se limita a esses, ampliando-os (como os modelos de otimização lineares, não lineares, multiobjetivos e inteiros) ou envolvendo novas correntes metodológicas (como as técnicas multicritério, as baseadas em lógica *fuzzy* ou algoritmos genéticos, modelos probabilísticos de risco e incertezas, modelos de equilíbrio econômico, dentre outros).

Uma linha de pesquisa baseada em modelos referidos à segunda lei da Termodinâmica e ao conceito de exergia – modelos termoeconômicos (que envolvem exergia e aspectos econômicos) e “*environômicos*” (que envolvem exergia e aspectos ambientais) – tem sido apresentada de forma consistente em análises de Planejamento Energético (Frangopoulos, 1992; Frangopoulos; Caralis, 1997).

4) *Inclusão de fontes alternativas na matriz energética* : diversas opções, em especial aquelas de ordem renovável, têm sido sugeridas a comporem os estudos de Planejamento Energético no que diz respeito à oferta de novas fontes de energia. Assim, o estudo do potencial de aproveitamento de resíduos sólidos (agrícolas, florestais decorrentes de plantações energéticas e lixo urbano) na forma de gaseificação, incineração e aterros sanitários consorciados com centrais de geração de energia, dentre outras possibilidades, apresentam grande interesse na comunidade científica. Além desses, renovam-se as expectativas com relação à geração eólica, a geração maré-motriz e de correntes marítimas, a conversão solar-termelétrica e solar-elétrica, a primeira baseada em sistemas térmicos associados a torres solares para produção de energia elétrica e a última baseada

no desenvolvimento de novos materiais para a confecção dos painéis fotovoltaicos.

- 5) *Inclusão de novas tecnologias de geração de energia* : o Planejamento Energético também é beneficiado pelo desenvolvimento tecnológico de novas formas de geração de energia, também chamadas tecnologias avançadas ou prospectivas, tais como as células combustíveis e as centrais geradoras de potência baseadas no conceito de “emissão zero” de CO<sub>2</sub> (Yantovski, 1996; Gabrielli; Singh, 2003). De acordo com (Lior,1997),

os sistemas de conversão energética são avançados se eles se revelam melhores do que os convencionais, em termos de maior eficiência energética e/ou exergética, de menores emissões de espécies químicas e/ou energia, de menores custos de investimento, de menores custos operacionais e/ou especializações requeridas para sua operação, e por uma maior confiabilidade.

De acordo com a mesma referência, podem-se identificar as seguintes categorias: tecnologias que elevam a temperatura superior do ciclo; tecnologias com melhorias no processo de combustão; tecnologias não limitadas pela eficiência de Carnot; tecnologias com menor capacidade de destruição exergética; tecnologias que reduzem a temperatura inferior do ciclo; tecnologias que utilizam fontes de energia renováveis e ambientalmente amigáveis. A esse respeito, Balestieri (2001) formulou uma taxonomia para evidenciar as diferentes tecnologias avançadas, com especial destaque para aquelas derivadas de turbinas a gás, e que são apresentadas no Apêndice 1 no contexto dos demais ciclos térmicos de geração de energia.

## Considerações sobre uso racional de energia e cogeração

Não se concebe um mundo com desenvolvimento social e econômico desprovido de impactos ao meio ambiente (Almeida, 1998) ou, como estabelecido por Hobbs e Centolella (1995, p.255), “em um mundo eficiente, no qual todos os custos ambientais sejam internalizados, ainda haverá poluição”. É importante, pois, que iniciativas para a redução dos passivos ambientais sejam desenvolvidas, buscando-se um balanço entre as necessidades humanas, o uso da energia e o meio ambiente para garantir um desenvolvimento sustentável; nesse sentido, a substituição de combustíveis e a inclusão de fontes renováveis e de tecnologias avançadas com menor produção de CO<sub>2</sub> contribuem efetivamente do ponto de vista ambiental.

A despeito de novas propostas, pelo Artigo 2º do Protocolo de Quioto podem ser identificadas as políticas sugeridas a título de serem implantadas visando à redução dos efeitos adversos das emissões atmosféricas sobre o meio ambiente, como reproduzido a seguir:

1. Cada Parte incluída no Anexo I, <sup>3</sup> ao cumprir seus compromissos quantificados de limitação e redução de emissões assumidos sob o Artigo 3, a fim de promover o desenvolvimento sustentável, deve:

(a) Implementar e/ou aprimorar políticas e medidas de acordo com suas circunstâncias nacionais, tais como:

(i) O aumento da eficiência energética em setores relevantes da economia nacional;

[...]

(iv) A pesquisa, a promoção, o desenvolvimento e o aumento do uso de formas novas e renováveis de energia, de tecnologias de sequestro de dióxido de carbono e de tecnologias ambientalmente seguras, que sejam avançadas e inovadoras;

(v) A redução gradual ou eliminação de imperfeições de mercado, de incentivos fiscais, de isenções tributárias e tarifárias e de subsídios para todos os setores emissores de gases de efeito estufa que sejam contrários ao objetivo da Convenção e aplicação de instrumentos de mercado;

[...]

(viii) A limitação e/ou redução de emissões de metano por meio de sua recuperação e utilização no tratamento de resíduos, bem como na produção, no transporte e na distribuição de energia.

Alinhados com os preceitos do Protocolo, diversos trabalhos procuram identificar os meios pelos quais as emissões de CO<sub>2</sub> podem ser reduzidas (Desideri; Corbelli, 1998; Bolland et al., 2003):

- práticas de eficiência energética, o que reduz o índice de emissão ( $g_{CO_2} / kWh_{elétrico}$ );
- uso de combustíveis com baixo teor de carbono, ou reduzida razão CO<sub>2</sub> /H<sub>2</sub> O (pelo abandono do carvão e maior emprego de gás natural e hidrogênio);
- uso de fontes de energia desprovidas de carbono (solar, eólica, pequenas centrais hidrelétricas e biomassas), para as quais, ao menos nas biomassas vegetais, o balanço de emissão e retirada de CO<sub>2</sub> no mínimo se igualem;
- intensificação ou criação de novos sorvedouros naturais de carbono;
- captura de CO<sub>2</sub> de gases de exaustão por meios físicos, químicos e biológicos;
- mudanças estruturais da economia e da base tecnológica de geração energética como forma de melhorar a eficiência de uso final e reduzir as emissões de CO<sub>2</sub> .

Do ponto de vista da eficiência energética (ou “uso racional de energia”, ou “conservação de energia”), as intervenções que devem ser feitas em qualquer processo são (Balestieri, 2002):

- 1) Eliminação dos desperdícios na acepção estrita do termo, que corresponde ao conceito primeiro de Conservação de Energia;
- 2) Melhoria no funcionamento dos sistemas de produção e consumo, existentes graças a uma organização mais eficiente e à racionalização administrativa;
- 3) Restruturação do aparelho produtivo, buscando-se tecnologias poupadoras de energia, mediante a adoção de processos e equipamentos mais eficientes;
- 4) Restruturação do aparelho de consumo, mediante a concepção de produtos com normas de uso reduzido de energia, seja direta (melhoria da eficiência dos equipamentos, por exemplo) ou indiretamente (redução do conteúdo energético dos materiais empregados, reciclagem, recuperação de resíduos etc.);
- 5) Exploração de formas alternativas de satisfação da mesma necessidade social, especialmente no que diz respeito aos serviços (prioridade para o transporte coletivo de passageiros, transporte ferroviário para cargas, por exemplo) e à utilização de equipamentos coletivos nas habitações;
- 6) Ação sobre os determinantes da demanda de transportes, reduzindo o volume de tráfego de mercadorias e pessoas, assim como a distância a que devem ser transportadas, pela modificação do modelo de configuração espacial de economia tipo “centro-periferia”; e
- 7) Mudança de valores que possam alterar a estrutura da demanda social, inclusive os esforços para promover a limitação pessoal dos níveis de consumo material, em nome de postulados éticos e/ou estéticos.

No bojo da eficiência energética, a cogeração ocupa um importante papel, mas seria um aspecto dentre os demais que devem ser tornados operacionais para que o desenvolvimento sustentável possa se tornar realidade.

Para Nakić enović (2002), um cenário dito “ecológico”, no qual fossem observadas as opções tecnológicas para redução de emissões atmosféricas,

deveria prever uma maior participação de biomassa e solar, com significativa redução do emprego de carvão, óleo e gás natural. Lenssen e Flavin (1996) ainda advogam que “o ‘cenário sustentável’ é uma estrutura energética caracterizada por elevados níveis de eficiência, uso extensivo de tecnologias descentralizadas, emprego maciço de gás natural e hidrogênio como fontes energéticas e uma mudança gradual para fontes energéticas renováveis”.

Cabe assinalar que as *energias renováveis* representam o caminho pelo qual será possível alcançar reduções significativas das emissões de poluentes na atmosfera, o que somente se dará pela confluência de um ou mais dos seguintes fatores: limitação da disponibilidade de combustíveis fósseis; redução do custo marginal de expansão das tecnologias renováveis; definição de sistema de cotas que obrigue os consumidores, produtores ou comercializadores de energia a adquirir parcela de energia oriunda de fontes renováveis no seu portfólio (Lindenberger et al., 2000).

No centro da questão “energia e meio ambiente” surgem opiniões que sinalizam o futuro a partir do hidrogênio (Teixeira Jr., 2003); tecnologias ainda tidas como inovações “radicais”, como as células combustíveis, seriam a base para a conversão energética desse combustível, cuja transformação resulta em água. Alguns problemas ambientais, porém, deverão permanecer mesmo com o emprego dessa tecnologia: como o  $H_2$  não é encontrado livre na natureza, deve ser extraído de alguma outra fonte, como o gás natural, com consumo de energia. Além disso, estudo de Schultz et al. (2003), que considera a substituição de 50% dos combustíveis fósseis atualmente empregados por tecnologias que empregam  $H_2$ , indica aumentos de 34% para emissão de  $CO_2$  e 19% para emissão de  $CH_4$  em comparação com a situação presente considerando o modelo e os cenários testados. Mesmo o emprego de novas tecnologias (como gaseificação de carvão, reforma de gás natural e biocombustíveis) ainda poderia resultar em aumentos da ordem de 5% a 10% para os mesmos gases. No entanto, mesmo com seus impactos, o desenvolvimento de tais tecnologias deve ser

incentivado pelo potencial tecnológico e ambiental que podem vir a representar no futuro.

Bolland et al. (2003) apresentaram uma análise exérgica baseada em ciclo combinado para captura de CO<sub>2</sub> a partir da reforma autotérmica de gás natural, demonstrando quão significativa pode ser a redução das emissões específicas de CO<sub>2</sub>. No referido artigo, um caso base é considerado, assim como duas situações em que gás reformado é empregado: o Caso 1 tem o ar entregue ao reformador autotérmico pressurizado por um compressor colocado na saída do conjunto a gás, ao passo que no Caso 2 um compressor do combustível reformado é colocado na entrada da câmara de combustão do conjunto a gás. <sup>4</sup> Com a reforma do gás natural, os teores de H<sub>2</sub> presentes no combustível de reforma são elevados, sendo nulos no gás natural, o contrário ocorrendo com o CH<sub>4</sub>. A Tabela 1.1 resgata valores do referido trabalho; observa-se uma redução da eficiência em consequência do aumento do conteúdo energético do combustível em comparação com o aumento da capacidade de geração do ciclo, ao passo que a redução nos índices de emissão de CO<sub>2</sub> é significativa (cerca de seis vezes).

Tabela 1.1 – Resultados de Bolland et al. (2003)

	Base	Caso 1	Caso 2
<b>Poder calorífico do combustível</b> (referido ao PCS <sup>(a)</sup> ) (MW)	683	879	864
<b>Composição (%)</b>			
H <sub>2</sub> <sup>(b)</sup>	<b>0,0</b>	<b>55,6</b>	<b>56,3</b>
N <sub>2</sub> + ar	2,0	41,2	40,7
CO		0,3	0,4
CO <sub>2</sub>	1,0	2,0	2,0
CH <sub>4</sub> <sup>(b)</sup>	<b>93,0</b>	<b>0,5</b>	<b>0,4</b>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,0		
H <sub>2</sub> O		0,3	0,2
<b>Potência líquida</b> (MW)	378	422	421
<b>Eficiência líquida</b> (referida ao PCS) (%)	55,4	47,9	48,6
<b>Eficiência de Segunda Lei</b> (%)	53,7	46,3	47,1
<b>Emissões de CO<sub>2</sub></b> (g <sub>CO2</sub> /kWh <sub>el</sub> ) <sup>(b)</sup>	<b>365</b>	<b>57</b>	<b>56</b>

---

Nota: (a) PCS: poder calorífico superior; (b) destaque nosso; (c): a despeito de seu uso corrente nesse domínio do conhecimento, o emprego de subscritos em unidades de medida não é prática abonada pelas normas técnicas brasileiras.

Nesse mesmo contexto, *tecnologias avançadas de geração de energia* consideradas como “incrementais”, como as que podem ser desenvolvidas a partir de turbinas a gás – unidades com injeção de vapor (STIG, Steam Injection Gas Turbine), com reforma química de combustíveis (CRGT, Chemically Recuperated Gas Turbine) ou evaporativas (HAT, Humid Air Gas Turbine) – apresentam grande potencial de redução de emissões (Balestieri, 2001; Balestieri; Colle, 2002). A associação de conjuntos a gás <sup>5</sup> com caldeiras convencionais tendo por fornalha um incinerador de resíduos sólidos é uma possibilidade considerada na análise de Otoma et al. (1997). A base para a proposição de tal configuração é o ciclo combinado gás/vapor, e a caldeira de recuperação desse é substituída pela estrutura de geração de vapor composta de incinerador/caldeira/superaquecedor daquele.

Berry e Jaccard (2001) discutem a necessidade de uma *mudança metodológica* na avaliação dos benefícios, dos custos e dos riscos associados aos empreendimentos energéticos (ou ao emprego de fontes de energia) para que novas formas de geração sejam consideradas na análise de expansão do setor de geração. A esse respeito, traduzem a discrepância entre os benefícios sociais e econômicos de fontes renováveis, com seus aludidos “elevados riscos financeiros”, relativamente às formas convencionais, altamente poluentes, em três principais razões:

- alguns estados provêm subsídios às formas de geração convencionais;
- os custos totais de poluição – as “externalidades” – não são incluídos nos custos financeiros de fontes convencionais de geração de eletricidade; e,
- fontes renováveis são geralmente associadas com novas tecnologias, de maior custo de investimento que decrescem com a comercialização em face de economias decorrentes da aprendizagem sobre as mesmas e economias de escala de manufatura.

Na Figura 1.1, pela perspectiva tradicional, as alternativas renováveis se mostram mais caras que as formas convencionais de geração. Na mesma figura, à direita, apresenta-se o impacto potencial de se considerarem os três fatores acima discorridos; se os subsídios são removidos e as externalidades incluídas, os custos das fontes de geração convencionais crescem e os custos da energia renovável tendem a diminuir. <sup>6</sup>

O levantamento do estado do conhecimento de sistemas de cogeração com foco no emprego de tecnologias avançadas de geração, bem como pela integração de fontes energéticas renováveis revela que há uma multiplicidade de novas propostas de cunho tecnológico que sinalizam para potenciais melhorias em termos de eficiência energética, e que devem ser investigadas.

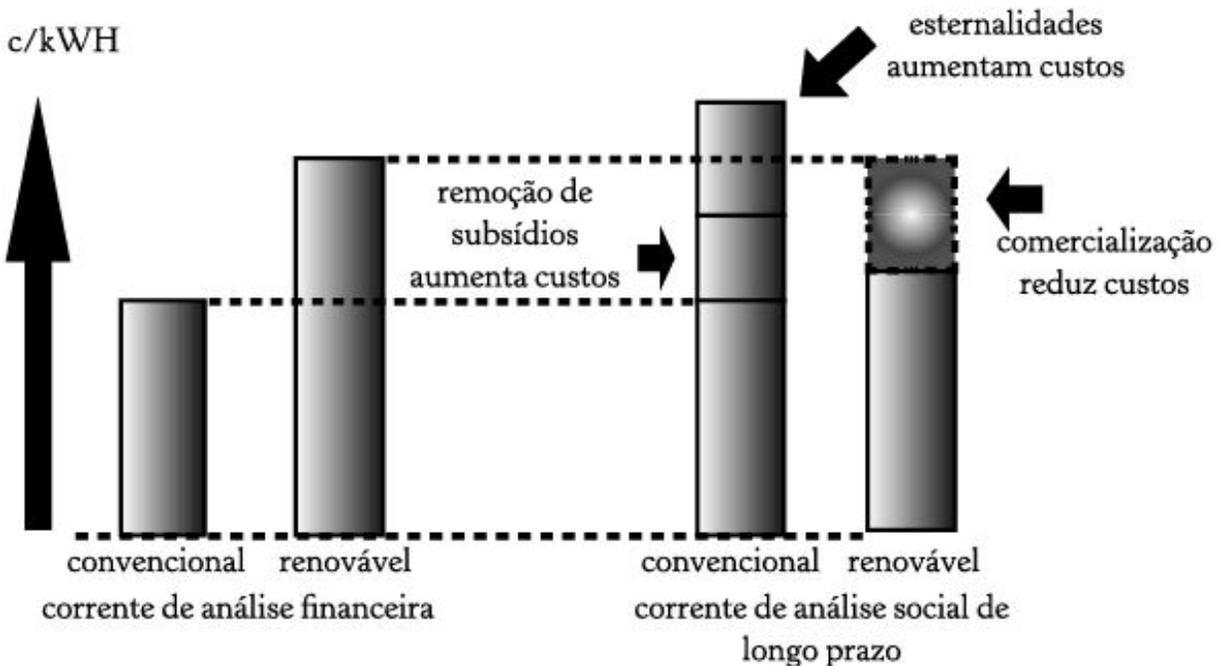


Figura 1.1 – Geração convencional e por renováveis: comparação financeira e social  
 Fonte: Berry e Jaccard (2001).

O estudo desenvolvido no presente texto se propõe a avaliar o emprego de fontes energéticas renováveis e de tecnologias avançadas de geração de energia em centrais de cogeração, buscando identificar novas oportunidades de seu emprego e a possibilidade da proposição de soluções híbridas, bem

como a avaliação do seu potencial em termos de uso racional de energia. Como resultado, visa disponibilizar informações e conceitos que auxiliem no desenvolvimento de empreendimentos de geração térmica para a expansão de médio/longo prazos do setor elétrico contemplando o emprego de tecnologias avançadas, e de análises que subsidiem o desenvolvimento de políticas públicas para o uso de recursos renováveis.

## **Considerações sobre cogeração**

Tecnicamente, a cogeração é definida como uma forma de geração distribuída baseada na produção de duas ou mais formas de energia (quase sempre uma na forma elétrica ou mecânica e outra na forma térmica) a partir de uma mesma fonte de energia (normalmente, a queima de um combustível). Dessa forma, essa prática ocuparia o terceiro nível de intervenção das proposições voltadas à melhoria da eficiência energética, de acordo com a descrição realizada no item anterior, e deve ser precedida de análises que eliminem desperdícios flagrantes e ajustes das unidades de processo (os consumidores de energia).

Do ponto de vista legal, a cogeração precisa ser estabelecida com base em requisitos técnicos e índices que assim a qualifiquem, de modo a permitir ao empreendimento benefícios econômicos que o viabilizem. No caso do Brasil, a Resolução 235, de 14.11.2006, da Agência Nacional de Energia Elétrica (Aneel), estabelece os requisitos para a qualificação de centrais termelétricas cogedoras de energia e se aplica à pessoa jurídica ou empresa interessada em produzir energia elétrica destinada ao serviço público, à produção independente ou à autoprodução com opção de utilizar o excedente para comercialização eventual ou temporária.

A autoprodução referida na Resolução Aneel 235/2006 também diz respeito à pessoa física que se alinhe à Resolução Aneel 482, de 17.4.2012, que estabelece as condições gerais para o acesso de microgeração e minigeração distribuída aos sistemas de distribuição de energia elétrica.

Essa recente normatização é uma resposta positiva ao que está apresentado na Portaria Inmetro n.372, de 17.9.2010, que estabelece os requisitos técnicos da qualidade para o nível de eficiência energética de edifícios comerciais, de serviços e públicos; o emprego de ciclos de cogeração que comprovadamente aumentem a eficiência da edificação proporcionando economia mínima de 30% do consumo anual de energia elétrica é uma alternativa proposta de modo a que a certificação receba bonificação que signifique até um ponto na classificação geral.

A central termelétrica cogeneradora, para fins de enquadramento na modalidade de “cogeração qualificada”, deve estar regularizada perante a agência reguladora de energia e atender ao requisito mínimo de racionalidade energética, previsto pelas inequações (1.1) e (1.2).

$$\frac{E_t}{E_f} \geq 15\% \quad (1.1)$$

$$\left( \frac{E_t}{E_f} \right) \div X + \frac{E_e}{E_f} \geq F_c \quad (1.2)$$

sendo:

- $E_t$  = Potência da utilidade calor: cedida pela central termelétrica cogeneradora, no seu regime operativo médio,  $Z$  em kW, em termos líquidos, ou seja, descontando das potências brutas entregues ao processo as potências de baixo potencial térmico que retornam à central;
- $E_f$  = Potência da fonte recebida pela central termelétrica cogeneradora, no seu regime operativo médio, em kW, com base no conteúdo energético específico, que no caso dos combustíveis é o Poder Calorífico Inferior (PCI);
- $E_e$  = Potência da utilidade eletromecânica: energia cedida pela central termelétrica cogeneradora, no seu regime operativo médio, em kW, em termos líquidos, ou seja, descontando da energia bruta gerada o consumo em serviços auxiliares elétricos da central;

- $X$  = Fator de ponderação: parâmetro adimensional definido em função da potência instalada e da fonte da central termelétrica cogeneradora, obtido da relação entre a eficiência de referência da utilidade calor e da eletromecânica, em processos de conversão para obtenção em separado destas utilidades;
- $F_c$  = Fator de cogeração (%): parâmetro definido em função da potência instalada e da fonte da central termelétrica cogeneradora, o qual se aproxima do conceito de eficiência exergética.

Conforme definições acima, os valores de  $X$  e  $F_c$  são função da potência elétrica instalada na central de cogeração e da respectiva fonte de energia disponibilizada pela fonte primária da central termelétrica cogeneradora. A Tabela 1.2 apresenta os valores de  $X$  e  $F_c$ , observando-se que o legislador pretendeu com tais valores favorecer o emprego de fontes energéticas renováveis e unidades de geração com potência até 5 MW, para centrais geradoras de potência com razoável eficiência térmica de modo a viabilizar a comercialização de excedentes. Tais fatores são condizentes com o emprego sustentável de fontes renováveis e a pulverização de autoprodutores como forma de aumentar a confiabilidade do sistema elétrico, premissas da geração distribuída.

Tabela 1.2 – Valores dos fatores de ponderação ( $X$ ) e cogeração ( $F_c$ )

	Fonte/potência elétrica instalada	$X$	$F_c$ (%)
<b>Derivados de Petróleo, Gás Natural e Carvão</b>	Até 5 MW	2,14	41
	Acima de 5 MW e até 20 MW	2,13	44
	Acima de 20 MW	2,00	50
<b>Demais combustíveis</b>	Até 5 MW	2,50	32
	Acima de 5 MW e até 20 MW	2,14	37
	Acima de 20 MW	1,88	42
<b>Calor recuperado de processo</b>	Até 5 MW	2,60	25
	Acima de 5 MW e até 20 MW	2,17	30
	Acima de 20 MW	1,86	35

Fonte: Resolução Aneel 235/2006.

Do ponto de vista comercial, a cogeração qualificada possibilita ao empreendedor se beneficiar de tarifação diferenciada para o gás natural, por exemplo. A Tabela 1.3 apresenta de forma comparativa as tarifas do gás natural canalizado na área de concessão da Comgas (2012), segundo a Deliberação Arsesp n.340, de 30.5.2012, com vigência a partir de 31.5.2012, para os segmentos discriminados como “Termoelétricas”, “Cogeração” e “Industrial”. Dos valores apresentados, observa-se que o consumo industrial é tarifado pelo volume de gás natural utilizado segundo a classe de consumo (custo variável, CV) e por uma “assinatura” paga em razão da classe de consumo (custo fixo, CF), ao passo que os demais segmentos são tarifados apenas pelo volume de gás natural utilizado segundo a classe de consumo. Quanto aos valores monetários do custo variável, observa-se que a tarifa industrial é 578% a 610% superior à de cogeração em classes equivalentes, inferior e superior, respectivamente.

Tabela 1.3 – Tarifas do gás natural canalizado, área de concessão da Comgas (valores sem o imposto sobre circulação de mercadorias e serviços, ICMS)

		Custo variável (R\$/m <sup>3</sup> )	Custo fixo (R\$/mês)
Termoelétrica <sup>(a)</sup>	Classe única	0,038623	não se aplica
Cogeração <sup>(b)</sup>	Classe 1: até 5.10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /mês	0,349115	não se aplica
	Classe 2: de 5.10 <sup>3</sup> a 50.10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /mês	0,274165	não se aplica
	Classe 6: de 2.10 <sup>6</sup> a 4.10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> /mês	0,167754	não se aplica
	Classe 9: > 10.10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> /mês	0,104361	não se aplica
Industrial	Classe 1: até 50.10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /mês	1,585958	149,26
	Classe 6: > 2.10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> /mês	1,023635	97662,35

Notas: (a) geração de energia elétrica destinada ao consumo próprio ou à venda a consumidor final;

(b) cogeração de energia elétrica destinada ao consumo próprio ou à venda a consumidor final.

Fonte: Comgas (2012).

A título de complementação, é importante destacar que a literatura registra atualmente termos adicionais, aqui registrados e comentados:

- *trigeração* : é um termo mais especializado para indicar que a cogeração está sendo praticada baseada na produção simultânea de

- três formas de energia, normalmente assumidas como sendo energia elétrica (ou mecânica), aquecimento (vapor ou água quente) e resfriamento (água ou ar resfriado);
- *tetrageração* : é um termo empregado para indicar que a cogeração está sendo praticada baseada na produção simultânea de quatro formas de energia, tendo como produtos energia elétrica (ou mecânica), aquecimento (vapor ou água quente), resfriamento (água ou ar resfriado) e água dessalinizada;
  - *poligeração* : é um termo generalizado, que considera que a conversão da energia primária no sistema de cogeração pode representar a geração de múltiplas formas de energia, como energia elétrica (ou mecânica), energia térmica na forma de aquecimento (vapor ou água quente), energia térmica na forma de resfriamento (água ou ar resfriado), ar comprimido, água dessalinizadas, produtos químicos, combustíveis, dentre outros.

## **Epílogo do Capítulo 1**

Neste capítulo foram apresentados elementos indicadores para o conceito de Planejamento Energético, no entendimento de que sua conceituação consiste em uma sentença em aberto, não sendo – ao menos no presente texto – estabelecido um conceito único, mas apresentadas diversas facetas desse campo do conhecimento. Além disso, foi estabelecido o contexto no qual será desenvolvido o presente texto, bem como foram estabelecidas as bases nas quais serão analisados os diversos elementos que compõem a questão.

No capítulo que segue apresentam-se o mercado mundial de energia e seus reflexos no Brasil.

<sup>1</sup> A esse respeito, reproduzem-se trechos da entrevista do cientista Isaias Raw, então presidente da Fundação Instituto Butantã, publicado na revista *Pesquisa Fapesp*, n.113,

de julho de 2005, que expressa esse pensamento: “O pesquisador da universidade imagina que desenvolve tecnologia. Na verdade, ele desenvolve uma ideia de bancada. O pesquisador sempre está sonhando com uma coisa que mesmo no Primeiro Mundo leva muitos anos. [...] Outro conceito fundamental é que, *se você não faz o produto aparecer, não realizou nada*. Quer dizer, a medida de tecnologia não é o trabalho publicado, muito menos a discussão interna. Se não tem um produto, você pouco fez do ponto de vista industrial” (grifo nosso).

- 2 “Conceitualmente, o PIR é um ferramental que coloca conjuntamente num mesmo patamar de condições e expectativas, as opções do lado do suprimento e da demanda. E desta maneira passa a escolher o melhor feixe de opções, tais como: redução da utilização da energia; corte de carga; substituição de energético; educação do consumidor; etc. Neste contexto, e combinando com uma visão mais além, pode-se dizer que o PIR é uma abordagem holística, completa e abrangente, tal que permite a opção de custo mínimo com: a melhoria na proteção do MA [meio ambiente]; a conservação na sua acepção mais ampla; e, ainda melhoramentos no transporte e na localização” (Udaeta, 1997, p.80-1).
- 3 “O Protocolo de Quioto estabeleceu metas de redução ou limitação de emissões de gases de efeito estufa para os países listados no Anexo I da Convenção, países industrializados da OCDE e das denominadas economias em transição (ou seja, países industrializados do leste europeu e da ex-União Soviética). Nenhum compromisso adicional foi criado para os países em desenvolvimento” (Miguez, 2002).
- 4 De acordo com os autores, isso se faz necessário pelo fato de a pressão na saída do conjunto a gás ser 25% inferior à que é requerida no bocal da câmara de combustão.
- 5 Embora o jargão de engenharia empregue regularmente o termo “turbina a gás”, neste texto dá-se preferência ao termo “conjunto a gás”, uma vez que tal equipamento compreende a composição de um sistema formado basicamente por compressor, câmara de combustão e a turbina a gás propriamente dita.
- 6 Não deve ser esquecida a possibilidade efetiva de se considerarem os créditos de carbono previstos no Protocolo de Quioto nos mecanismos de desenvolvimento limpo (fontes alternativas de energia e fontes energéticas não fósseis).
- 7 A Resolução 235 identifica a unidade para tais formas de energia como kWh/h, certamente estabelecendo que os valores para a análise devem ser colhidos da curva operacional da energia a que se refere, integrada sobre o número de horas de operação.

## 2

# O MERCADO DE COMBUSTÍVEIS E ENERGIA

*“The answer is blowing in the wind”*

(Bob Dylan, *Blowing in the wind*)

### **Introdução**

A questão energética sempre ocupou um papel de destaque no mundo, e continuará a ocupar, uma vez que todo o desenvolvimento humano, desde os seus primórdios, é pautado pelo domínio e pelo uso da energia.

Muito já se falou sobre a história da energia, em especial os desdobramentos da crise do petróleo que marcou as décadas de 1970 e 1980, quando seu preço passou de US\$ 5 o barril, em 1973, para algo em torno de US\$ 40/bbl, em 1979, no valor histórico da moeda americana (quase US\$ 80/bbl, em dólar de 1995). A Figura 2.1 ilustra o comportamento dos preços da gasolina entre 1961 e 1995 (Moreira; Goldenberg, 1999); ali se observam os preços alcançados pelo produto, tanto em seu valor histórico quanto em valor corrigido para o dólar de 1995.

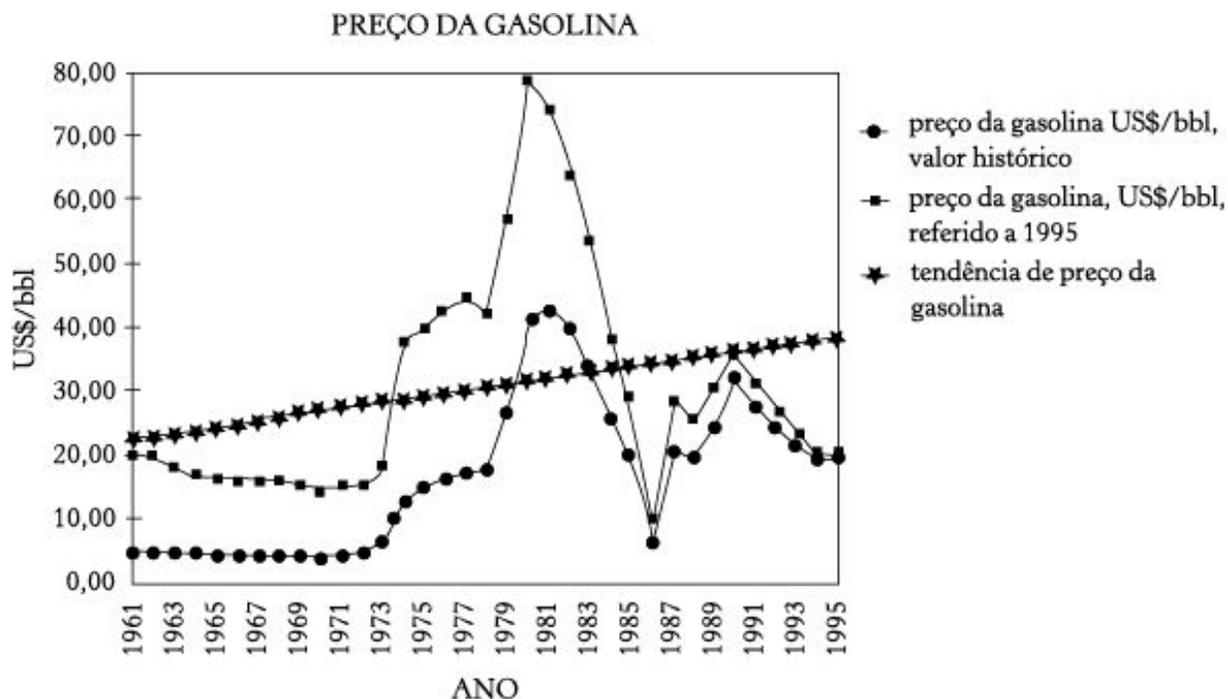


Figura 2.1 – Comportamento do preço da gasolina entre 1961 e 1995

Fonte: Moreira e Goldemberg (1999).

Em setembro de 2006, o preço praticado pelo mercado estava próximo de US\$ 80 o barril de petróleo, com flutuações para cima e para baixo; no passado, as previsões para a eventualidade da ocorrência desse patamar eram de um “quase colapso” da economia mundial. No entanto, a economia mundial cresceu contra os prognósticos do passado. De acordo com Dweck (2006), certas mudanças ocorridas nos últimos trinta anos sustentaram tal condição:

- se for verdade que os preços do petróleo subiram, a economia global cresceu numa escala ainda maior, fazendo que os efeitos do aumento do petróleo fossem amortizados;
- após as crises de 1973 e 1979, os países se esmeraram em desenvolver melhorias de eficiência energética em fábricas e veículos, bem como houve um maior incentivo à incorporação de fontes renováveis de energia pelos sistemas de geração centralizada. [8](#)

A Figura 2.2 ilustra as posições descritas em Dweck (2006), ponderando na mesma escala temporal o preço do petróleo e a taxa anual de crescimento

da economia mundial. <sup>9</sup> Observa-se que em meio à crise de 1979, quando o preço do petróleo alcançou US\$ 88/bbl (atualizados para dólar de 2006), a taxa de crescimento da economia mundial atingia 2,2%, um dos índices mais baixos da série histórica.

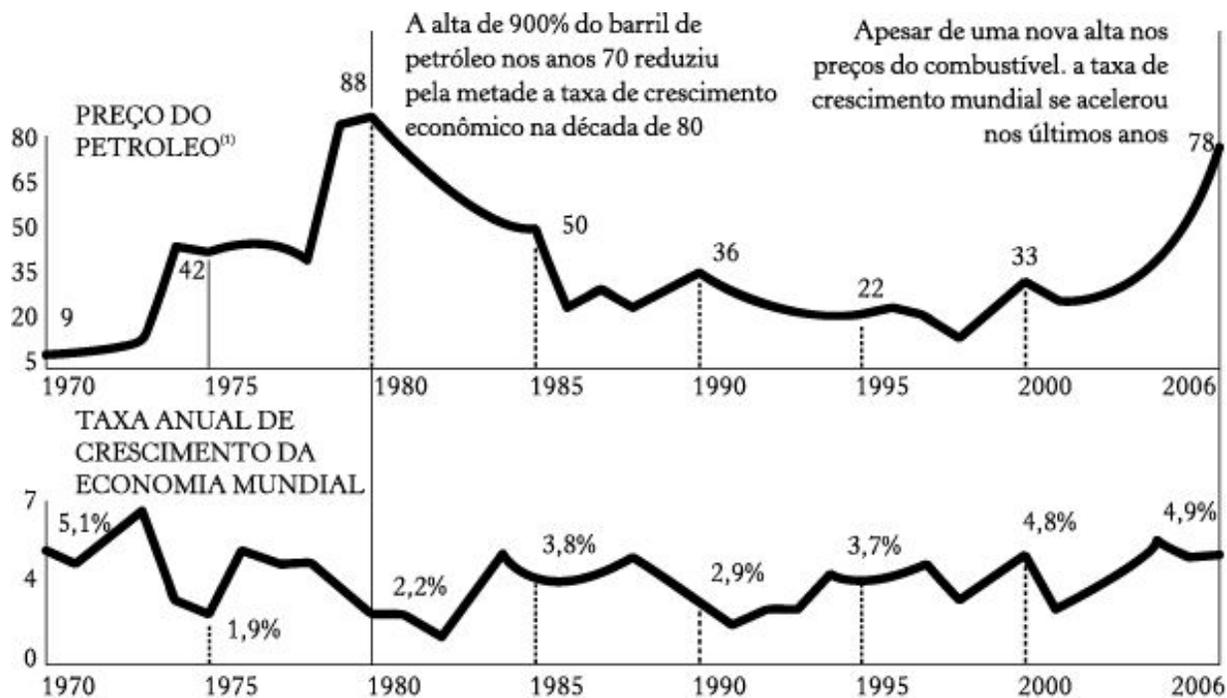


Figura 2.2 – Impacto do aumento do petróleo no crescimento da economia mundial

(1): valores atualizados.

Fonte: FMI e British Petroleum apud Dweck (2006).

Dweck (2006) aponta para o descompasso entre a demanda e a oferta como a principal causa para tal elevação dos preços do petróleo; em suas palavras, “o mundo consome hoje quase todo o petróleo que produz. Um quadro em que existe a ameaça de escassez do produto também pressiona os preços e favorece a atuação de especuladores, que compram papéis no mercado de futuros apostando em novas altas da cotação”.

Embora o mundo tenha apresentado períodos nos quais o descobrimento de novas reservas superava o consumo, a situação presente conta com uma expectativa significativamente baixa de descoberta de novas reservas de petróleo, como se pode observar na Figura 2.3. A extração, por sua vez, apresenta uma curva de crescimento bastante acentuada a partir de 1950 até

a ocorrência do segundo choque do petróleo, em 1979, quando registra um movimento descendente até a metade da década de 1980. Nos anos que se seguiram, ainda que de forma bem menos acentuada que naquela antes do choque, observou-se nova tendência de crescimento.

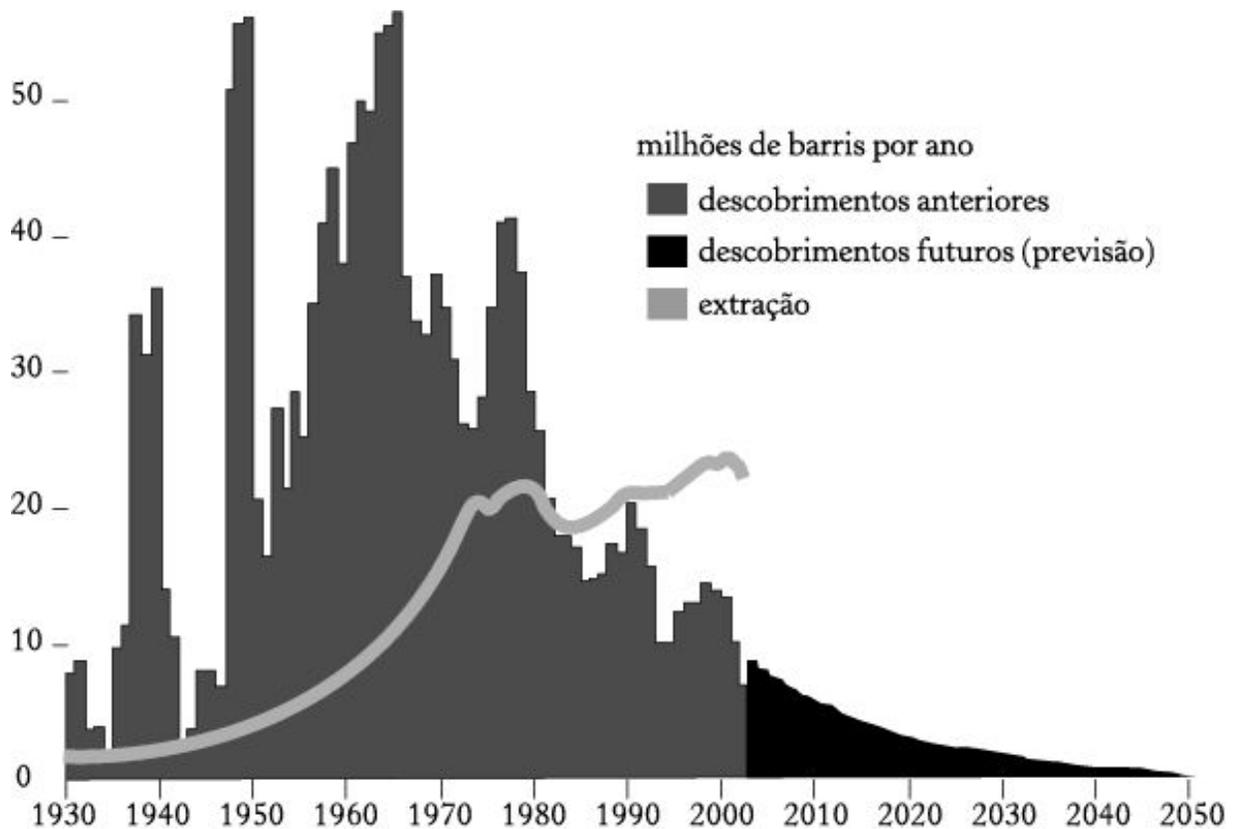


Figura 2.3 – Descompasso entre oferta e demanda do petróleo

Fonte: Ballenilla (2004).

Em meio a essa questão, como um desdobramento dos movimentos em prol de uma melhor condição ambiental que se tornaram mais intensos a partir da década de 1990, os esforços para a redução das emissões de gases que contribuem para o aumento do efeito estufa (GHG, Greenhouse Gas Emissions) tomaram vulto. Na atualidade, medidas visando a melhoria da eficiência energética, ainda que se revelem pertinentes para viabilizar qualquer empreendimento economicamente atrativo, apenas são implantadas se condicionadas à manutenção ou à desejável redução do nível de emissão de  $\text{CO}_2$ .

## O histórico mundial de energia

Assim como ocorreu com os romanos, com seu “império de mil anos”, a história registra que a todo movimento de ascensão sucede um movimento de queda, e isso também é verdade para o mercado de energia. A madeira foi e ainda é bastante presente na história da humanidade, sendo bastante diverso seu emprego na atualidade e atrelado à condição socioeconômica das populações. Sua grande exploração resultou em uma escassez do produto na Europa ocidental a partir do século XVI, tornando-se necessário explorá-la em regiões mais longínquas, forçando um aumento em seu preço (Reis et al., 2005). À lenha sucedeu, então, o uso do carvão mineral.

O carvão mineral, empregado em larga escala a partir do século XVIII, está intimamente ligado à Revolução Industrial e ao desenvolvimento da máquina a vapor (Tigre, 1997). A partir do século XIX, a madeira e o carvão mineral serviam como fonte tanto de energia térmica quanto de mecânica. Por volta de 1859, na Pensilvânia, inicia-se a exploração do petróleo, e em 1860 quinze refinarias já funcionavam nos arredores de Pittsburgh (Martin, 1992). O refino, então, consistia em converter um máximo de petróleo bruto em querosene, utilizado para iluminação, e os demais derivados leves eram rejeitados.

O gás natural, embora conhecido desde muitos séculos pelos chineses, começou a ser utilizado nos Estados Unidos desde o século XIX e apenas tardiamente entrou na estrutura de produção mundial de energia. O gás, uma vez encontrado, era queimado ou reinjetado nos poços. De acordo com Dias (2003),

a difusão do gás natural em atividades domésticas, apesar de ser utilizado pelos chineses antes da era cristã, é mais tardia, por volta da década de 1950 nos Estados Unidos. O transporte do gás natural figura como um fator limitante devido ao seu elevado preço, mas a necessidade de diversificação na matriz foi responsável pela busca de novas técnicas de entrega do combustível, visando-se reduzir as despesas de transporte

através de gasodutos e sistemas de distribuição compatíveis com o consumo energético nos diversos segmentos de uso.

O cenário para a crise do petróleo de 1973 teve como pano de fundo a elevada dependência dos países desenvolvidos desse produto, apesar de as grandes reservas estarem localizadas em outras regiões, como nos países do Oriente e do Norte da África. Essa dicotomia, aliada aos elevados volumes comercializados, expôs a dependência e a fragilidade das relações comerciais dos países consumidores para com os produtores. Em virtude desse desequilíbrio no setor petrolífero, a Organização dos Países Exportadores de Petróleo (Opep – criada em 1960, com a participação de treze países exportadores de petróleo) começou a pressionar o mercado internacional de petróleo, visando com isso aumentar o lucro alcançado por barril de petróleo produzido (Dias, 2003).

Na sequência desses fatos, sucederam-se conflitos entre Israel, Egito e Síria, no final de 1973, dando oportunidade para que os países árabes, exportadores de petróleo, se mobilizassem na defesa de seus interesses geopolíticos; com isso, o barril de petróleo passa de US\$ 2,99 para US\$ 11,65, ficando nesse patamar até 1979, quando ocorreu a segunda crise do petróleo, no qual o valor do barril chega, então, próximo de US\$ 40,00. A alternativa para os países era, então, buscar a redução da participação do petróleo na matriz energética, ao mesmo tempo que novas opções passaram a ser consideradas (Dias, 2003). O Proalcool, Programa Nacional do Álcool, foi uma das realizações desse período, chegando a registrar, em 1995, um índice de 95,8% de veículos a álcool vendidos (Roppa, 2005). Ainda segundo Dias (2003), “é oportuno ressaltar que nessa mesma época houve a transferência de várias empresas dos países industrializados para os qualificados como em desenvolvimento, principalmente as energointensivas, na busca de fontes energéticas mais baratas, juntamente com outros interesses econômicos”.

A título de ilustração, apresenta-se na Figura 2.4 um espectro da substituição de energéticos primários, de 1800 a 2100, no qual se observa que a cada 80-100 anos uma fonte sucede a outra. O carvão mineral, em

1910, representava 70% do mercado de energéticos, a lenha, 20%, enquanto, juntos, petróleo e gás natural não alcançavam 10% do mercado; em 1970, o petróleo responde por cerca de 40% do mercado, o carvão, algo como 35%, e o gás natural, 25%. Para 2030 projeta-se uma participação do gás natural na ordem de 65%, 15% de nuclear, 12% de petróleo e pequenas frações de lenha e de tecnologias avançadas de emissão zero, como solar e fusão.

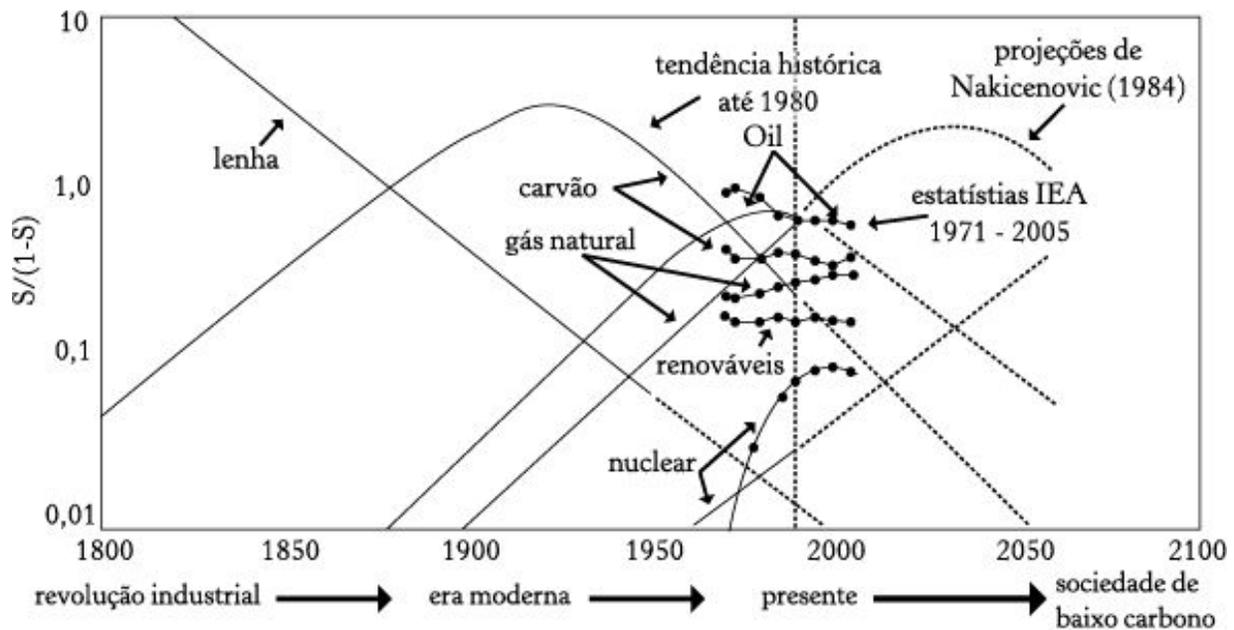
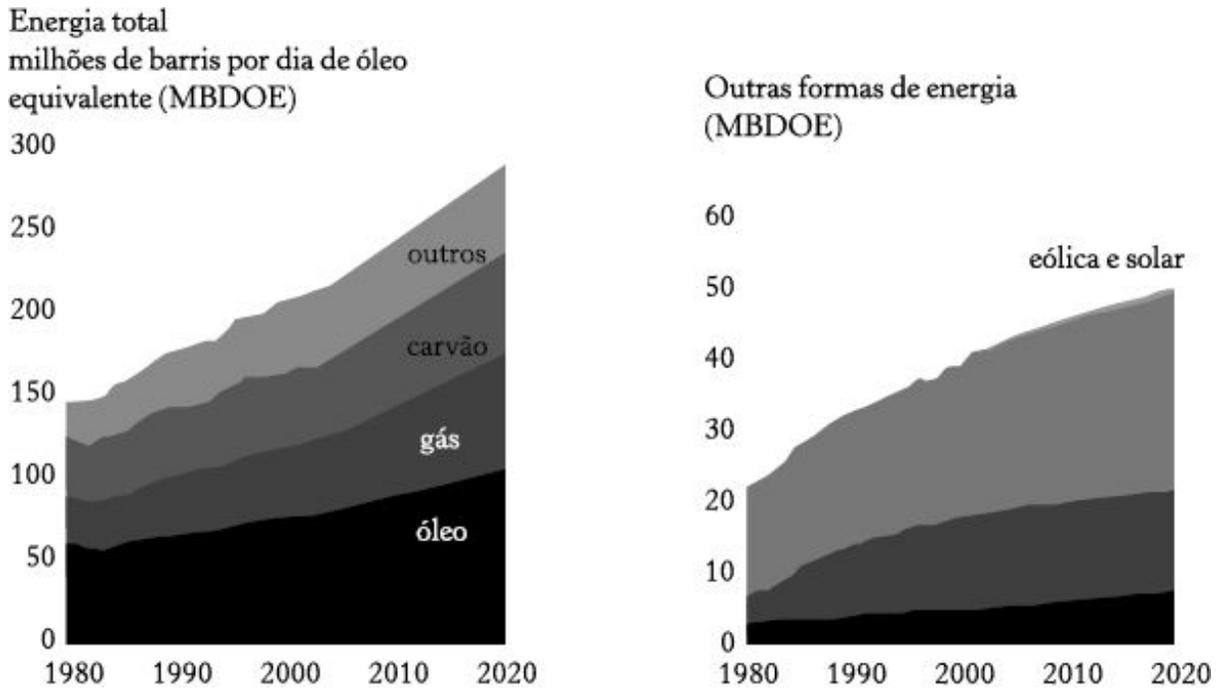


Figura 2.4 – Evolução da substituição de fontes energéticas primárias

Nota: Fração (S) é a parcela de mercado da fonte de energia. Fonte: Nakata et al. (2011); Nakić enović (1984) adaptado de Nakić enović (1997). Estatísticas da IEA segundo IEA. World energy outlook 2008. Paris: OECD/IEA, 2008.

Projetar o futuro envolve uma série de variáveis para as quais pouca ou nenhuma capacidade de intervenção se encontra disponível. Ainda assim, diversas são as entidades que se dedicam a essa tarefa. A Figura 2.5 ilustra a projeção para a participação de diferentes fontes de energia até o ano 2020, de acordo com ExxonMobil (2004), na qual as energias solar, eólica e de biomassa aumentam sua participação na matriz mundial a partir do ano 2000. Observa-se que embora seja significativamente crescente a participação futura dessas fontes energéticas no cenário proposto, a projeção de consumo do gás natural, óleo combustível e carvão não deixa

também de crescer, ainda que com taxas menores, mas ainda com grande representação em valores globais. [10](#) A Figura 2.6 apresenta o consumo mundial de energia entre 1985 e 2010, evidenciando a grande preponderância do emprego de combustíveis fósseis.



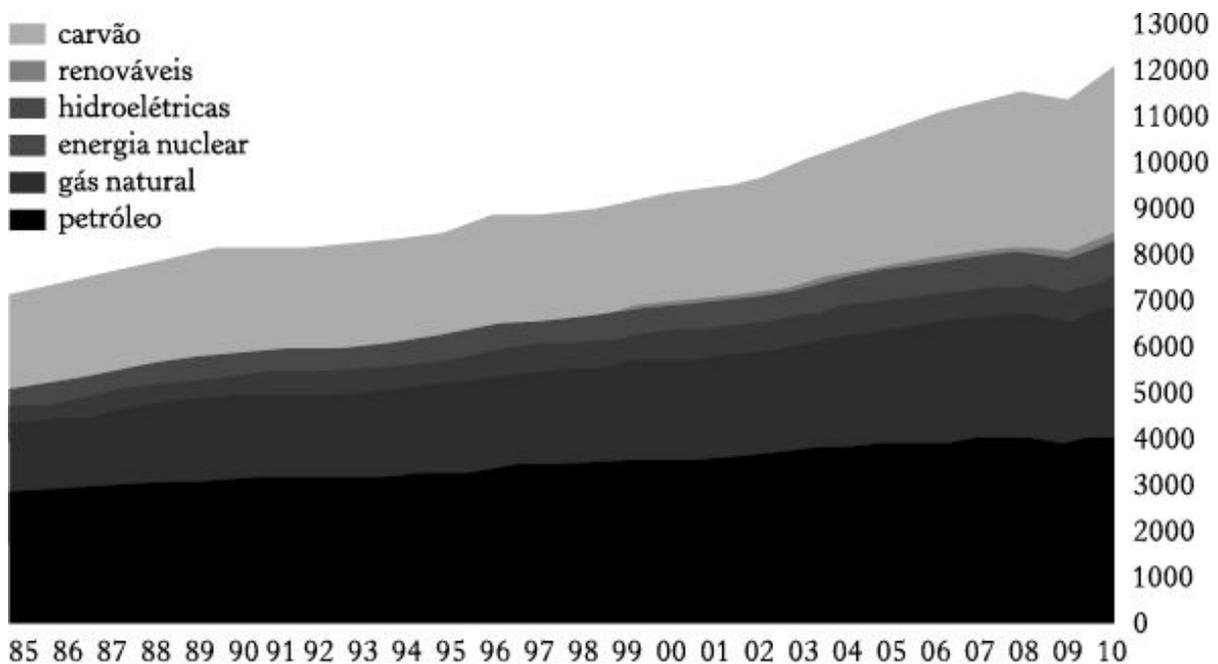


Figura 2.6 – Consumo mundial de energia 1985-2010 (em 10<sup>6</sup> tep)

Fonte: British Petroleum (2011).

## O quadro atual no mundo

Com base nas mais recentes discussões ambientais, a ação humana é assumida por múltiplos grupos como definitivamente responsável pelas severas alterações climáticas globais decorrentes do emprego de combustíveis fósseis, como apresentado em IPCC (2007) com relação à curva de emissão temporal de CO<sub>2</sub>, aqui reproduzida como Figura 2.7, na qual se observa o grande salto ocorrido após a Revolução Industrial do século XVIII.

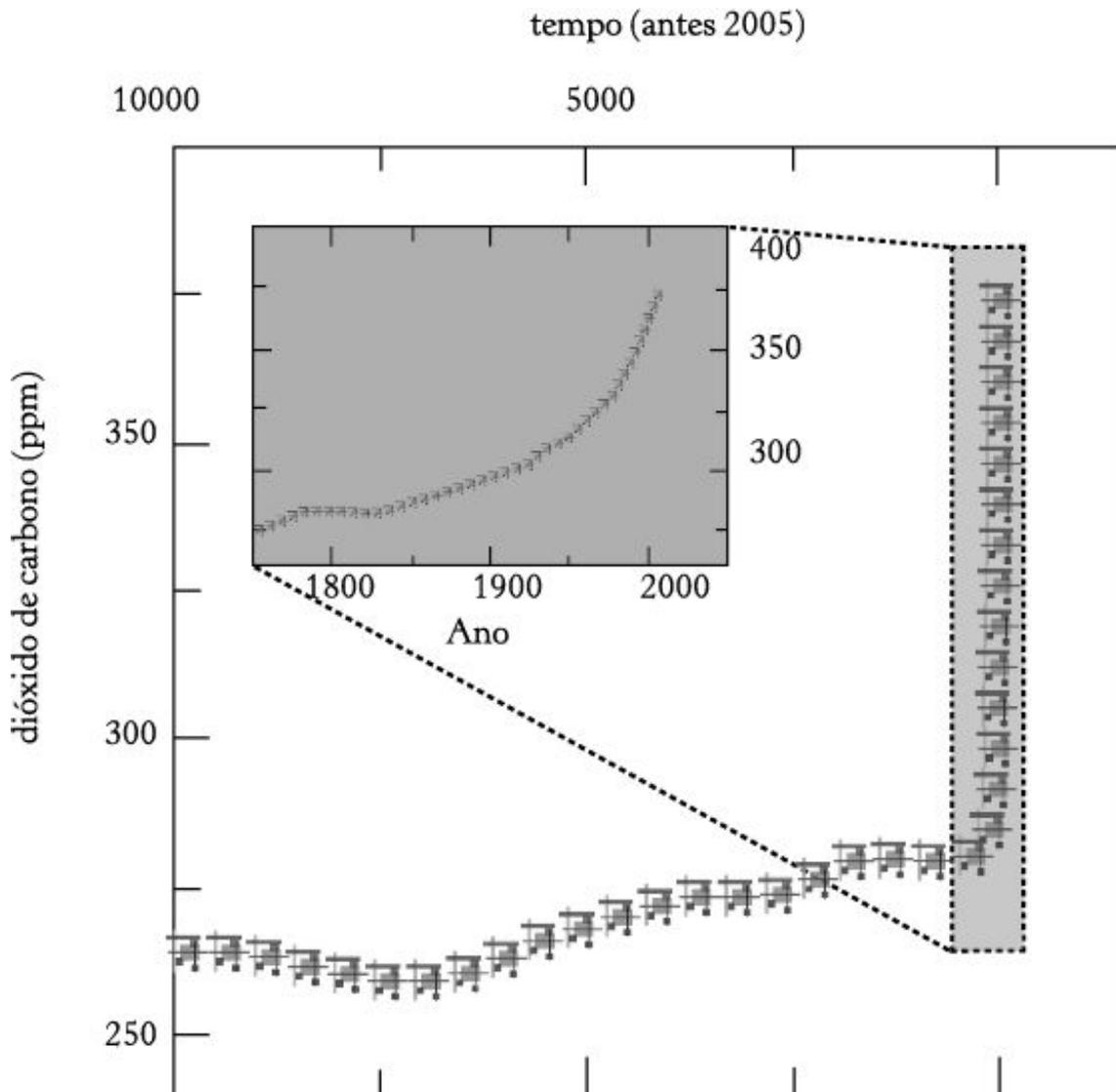


Figura 2.7 – Emissão de CO<sub>2</sub> na escala temporal

Fonte: IPCC (2007).

A despeito disso, o atual quadro de produção e consumo mundiais de energia não deve sofrer grandes alterações num cenário de médio prazo, embora isso fosse desejável, haja vista que não há consenso sobre tal fato, seja ele tecnológico (com respeito ao desenvolvimento de tecnologias com eficiência de conversão energética adequada e em bases satisfatoriamente sustentáveis), econômico (considerando-se os custos marginais diferenciados que as fontes energéticas alternativas representam) ou mesmo político (quanto à aceitação da responsabilidade solidária de todos os países, sejam eles altamente emissores ou não).

Em termos de consumo de energia, a partir da Figura 2.8 pode-se observar o percentual do consumo mundial de fontes energéticas em 1973 e em 2008, constatando-se a redução da participação percentual do petróleo e carvão mineral em favor do gás natural e da eletricidade, uma ligeira redução no consumo de energias renováveis e o impressionante aumento em 80% do consumo de energia em 35 anos.

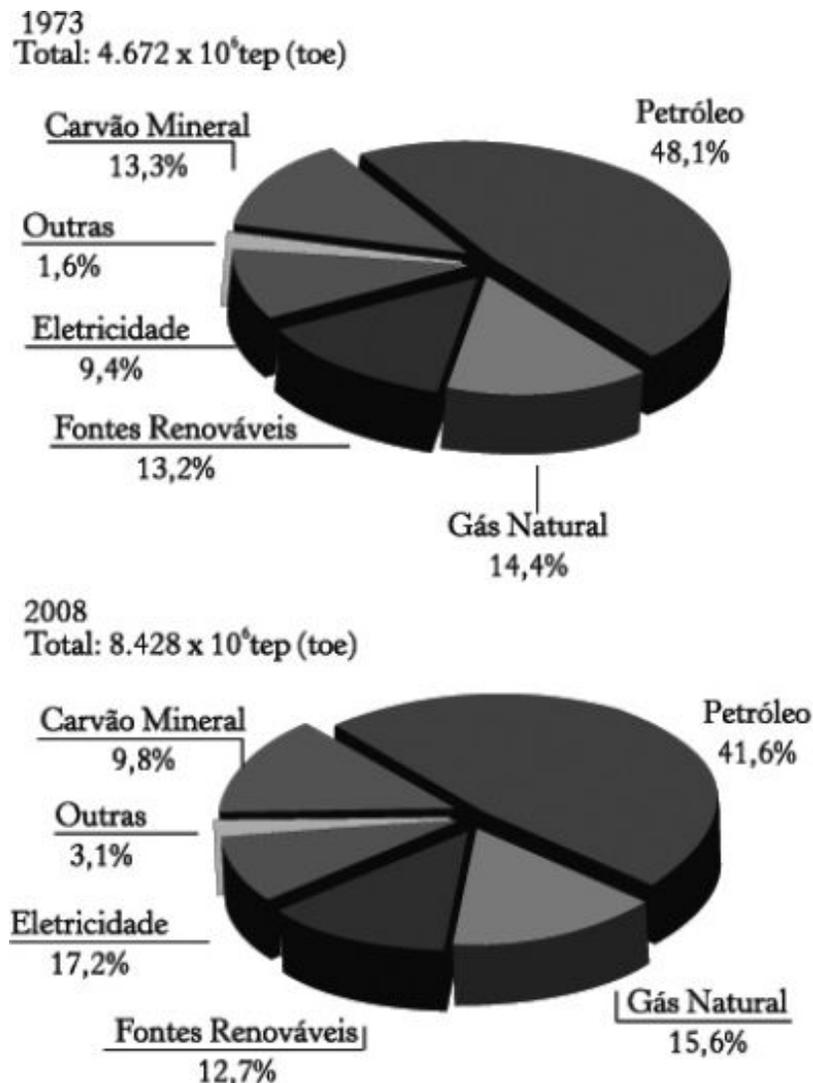


Figura 2.8 – Participação mundial do consumo das fontes energéticas em 1973 e 2008  
 Fonte: Brasil (2011).

O consumo das fontes de energia, comparado ao grau de desenvolvimento econômico dos países, deixa evidente a discrepância com

relação à intensidade com que diferentes países fazem uso das mesmas. Os países que compõem a Organização para a Cooperação e Desenvolvimento Econômico (OCDE) [11](#) são os que apresentam os mais elevados valores tanto de consumo *per capita* quanto de IDH, o índice de desenvolvimento humano, conceito criado em 1990 pelos economistas Mahbub ul Haq e Amartya Sen para agregar a longevidade e o grau de instrução da população às correlações que consideram o padrão de consumo energético com o Produto Interno Bruto (PIB) do país.

A Figura 2.9 ilustra o consumo de energia *per capita* pelo IDH com valores referidos a 1999 (Dias, 2003). Do ponto de vista social e humano, é desejável que os países em desenvolvimento alcancem um nível de consumo *per capita* que permita à sua população uma melhor qualidade de vida; entretanto, é preocupante assumir que os países atualmente com baixo consumo *per capita* de energia projetem alcançar patamares próximos dos atualmente praticados nos países desenvolvidos, em especial quando se considera que a partir de IDH = 0,8 o consumo *per capita* de energia se eleva de duas para oito toneladas equivalentes de petróleo (tep) com aumento de apenas 0,15 no IDH.

A análise do consumo mundial de energia, segundo EIA (2011), permite observar uma inversão da tendência de participação energética em 2007, ano em que os países não membros superaram os países membros da OCDE, invertendo a curva histórica principalmente em decorrência da pujança econômica de países como China, Rússia, Índia e Brasil. Os impactos decorrentes devem ser observados em termos de aumento da pressão por produtos (bens e serviços) e por alimentos (com avanço de áreas agricultáveis sobre áreas ainda não exploradas comercialmente, salvo melhorias de produtividade), o que deve trazer por consequência aumento da produção de resíduos sólidos e emissões gasosas para o ambiente.

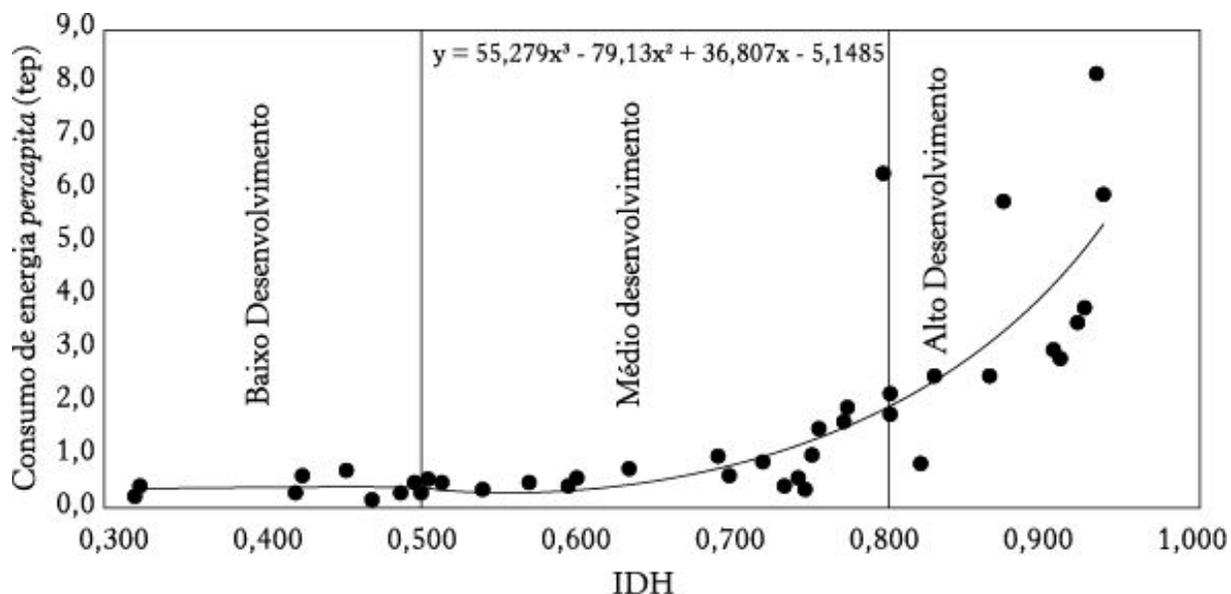


Figura 2.9 – Gráfico do consumo *per capita* de energia pelo IDH

Fonte: Dias (2003, p.104).

## O quadro energético brasileiro

O Brasil apresenta atualmente uma estrutura de geração de energia baseada em tecnologia de base hidrelétrica, termelétrica de origem fóssil, termonuclear e renovável (biomassas), bem como eólica. A Tabela 2.1 apresenta a composição da matriz energética brasileira em termos da oferta de energia, comparativamente à matriz mundial, identificando a intensa participação da fonte hidrelétrica e da biomassa.

Tabela 2.1 – Oferta nacional e mundial de energia, relativo a 2008 (em %)

Fonte	Brasil	Mundo
Petróleo	36,6	33,2
Carvão mineral	5,8	27,0
Gás natural	10,3	21,1
Nuclear	1,5	5,8
Hidráulica	14,0	2,2
Fontes renováveis	31,8	10,0
Outras fontes	0,0	0,7

Fonte: Brasil (2011).

A geração hidrelétrica representa o maior percentual de geração elétrica, mas se observa que a matriz começou a ser diversificada com maior intensidade pela inclusão da geração termoeleétrica e termonuclear (ou nucleoeleétrica) a partir de 2000, como se pode observar na Figura 2.10; observa-se que a capacidade instalada é superior a 113 GW, e pouco mais de 80 GW são de origem hidrelétrica e 29,6 GW são de origem térmica.

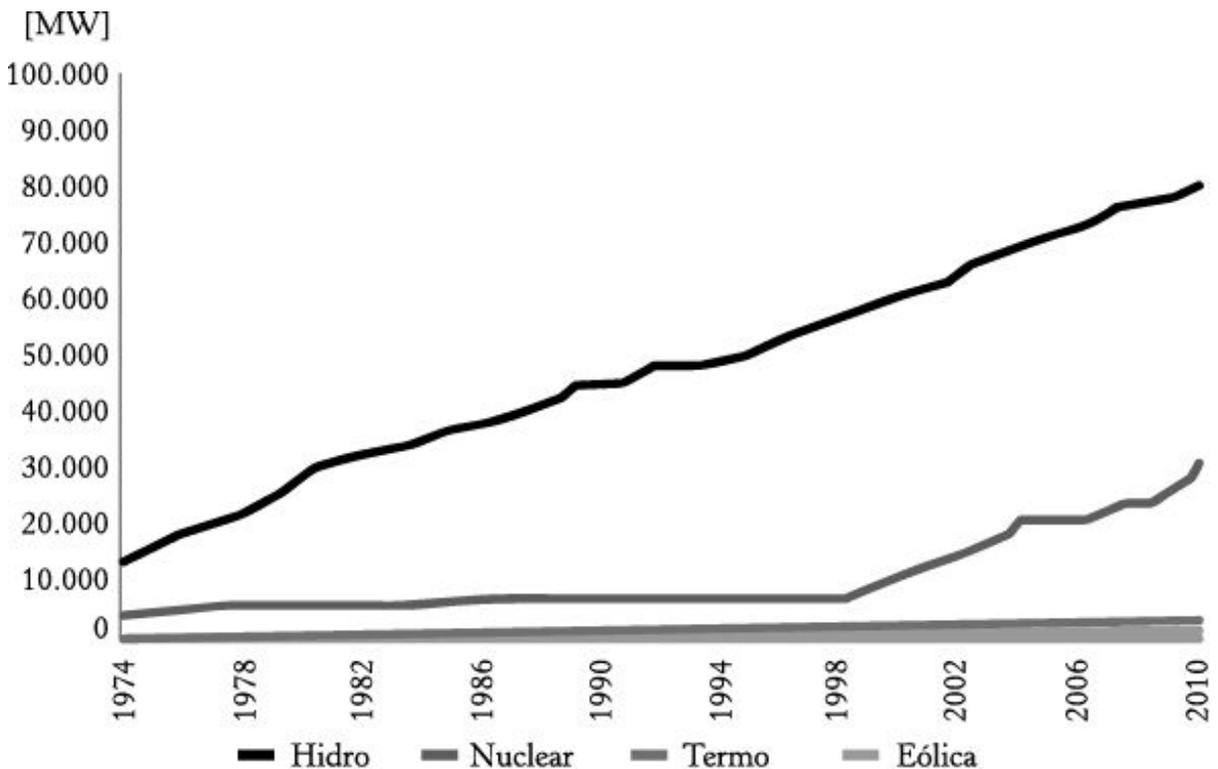


Figura 2.10 – Capacidade instalada de geração de energia elétrica brasileira, de 1974 a 2010

Fonte: Brasil (2011).

Com os problemas de abastecimento ocorridos em 2001 (que ficou conhecido como “apagão”), intensificaram-se os programas para a diversificação da matriz energética nacional; algumas das iniciativas que então se sucederam são apresentadas a seguir:

- *Programa Prioritário de Termelétricas (PPT)* : desenvolvido no âmbito do Ministério de Minas e Energia e lançado em 2001 pelo

governo federal, o Programa Prioritário de Termoelétricas tentou suprir a escassez de energia por meio da rápida instalação de 49 usinas termelétricas movidas, principalmente, a gás natural (Michellini, 2005).

De acordo com Gomes (2002), os investidores participantes poderiam possuir garantias de suprimento de gás natural, e garantia pelo Banco Nacional de Desenvolvimento (BNDES) de acesso a um programa de apoio financeiro e por meio desse programa, a dependência das condições hidrológicas poderia ser reduzida. Com a redução dos investimentos em geração ao longo de vários anos e com o atraso das obras previstas no PPT, o crescimento do mercado passou a ser atendido por meio do deplecionamento dos reservatórios, ao mesmo tempo que o país ficava dependente da manutenção de condições hidrológicas favoráveis. No período úmido de 2001, ocorreram afluências significativamente baixas que, juntamente com os fatores anteriormente abordados, acabaram por ocasionar um déficit de energia no país. Posteriormente, o programa foi estendido para a cogeração.

- *Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (Proinfa)* : de acordo com Guardabassi (2006), em sua primeira fase tal programa procurou assegurar a participação de 3.300 MW de energia a partir de fontes renováveis, e na segunda fase as energias renováveis (biomassa, PCH e eólica) buscaram atender a 10% do consumo anual de energia elétrica no país em vinte anos; para que a meta fosse atingida, no mínimo 15% do incremento anual de energia elétrica deveriam ser supridos pelas fontes renováveis, de acordo com a Lei n.10.438, de 26 de abril de 2002.

Conforme descrito em Mendes (2005), na Região Nordeste a energia eólica deve servir como complemento ao abastecimento hidráulico, já que o período de chuvas é inverso ao de ventos, e o mesmo deve ocorrer com a biomassa nas Regiões Sul e Sudeste, onde a colheita de safras propícias à geração de energia elétrica (cana-de-açúcar e arroz, por exemplo) ocorre em período diferente do chuvoso.

## Epílogo do Capítulo 2

No presente capítulo procurou-se apresentar o panorama energético recente, no qual os combustíveis fósseis ainda apresentam uma grande participação, assim como se projeta para as próximas duas décadas que assim permanecerá, mesmo com a crescente participação de fontes energéticas renováveis e a preocupação ambiental decorrente das consequências das emissões dos gases de efeito estufa.

O próximo capítulo procura apresentar os conceitos relativos às emissões de CO<sub>2</sub> e outros gases com decisiva participação no aquecimento global, bem como o mercado de créditos de carbono, as taxas ambientais e a experiência dos países que se adiantaram nesse processo.

- [8](#) Ainda que se possa (e deva) discutir a amplitude com a qual isso foi feito em cada um dos países.
- [9](#) O preço do petróleo em Nova York caiu de US\$ 78,40/bbl, pico em julho de 2006, para US\$ 58,90/bbl em 3.10.2006.
- [10](#) Tomando-se a curva superior, observa-se que enquanto o gás natural aumenta sua participação entre 2000 e 2020 de 50 MBDOE, a biomassa no mesmo período aumenta sua participação em 10 MBDOE.
- [11](#) Composta pelos países: Alemanha, Austrália, Áustria, Bélgica, Canadá, Coreia do Sul, Dinamarca, Eslováquia, Espanha, Estados Unidos, Finlândia, França, Grécia, Hungria, Irlanda, Islândia, Itália, Japão, Luxemburgo, México, Noruega, Nova Zelândia, Países Baixos, Polônia, Portugal, Reino Unido, República Checa, Suécia, Suíça e Turquia.

# 3

## EMISSÕES DE CO<sub>2</sub> E O MERCADO DE CRÉDITOS DE CARBONO

*“Terra, Terra, és tão delicada  
Os teus homens não têm juízo  
Esqueceram tão grande amor  
Ofereces os teus tesouros  
Mas ninguém dá o teu valor”*

(Milton Nascimento e Márcio Borges,  
“Estrelada”)

### **Introdução**

Alguns processos que causam impactos ao ambiente necessariamente são decorrentes da existência de vida – tais como a absorção do oxigênio e eliminação de dióxido de carbono no processo de respiração e a eliminação de resíduos gasosos, líquidos e sólidos consequentes à alimentação –, assim como de morte, pela decomposição orgânica dos seres vivos.

Não fosse pelos desequilíbrios que as atividades humanas que se seguiram à Revolução Industrial causaram (e ainda causam), os passivos ambientais decorrentes da existência de vida naturalmente poderiam ser compensados de alguma forma. Não é possível conceber um mundo em que haja desenvolvimento social e econômico, mas que seja desprovido de

qualquer impacto ao meio ambiente (Almeida, 1998), ou como estabelecido por Hobbs e Centolella (1995, p.255), “em um mundo eficiente, no qual todos os custos ambientais sejam internalizados, ainda haverá poluição”; a despeito disso, iniciativas que resultem na redução dos passivos ambientais são importantes e devem ser implantadas.

O presente capítulo procura apresentar os conceitos relativos às emissões de CO<sub>2</sub> e outros gases com decisiva participação no aquecimento global, bem como o mercado de créditos de carbono, as taxa ambientais e a experiência dos países que se adiantaram nesse processo.

## **Conceitos sobre CO<sub>2</sub> e outros gases de efeito estufa**

Embora frequentemente citado com sentido negativo, o efeito estufa é um fenômeno natural e determinante para que a vida possa existir na Terra: os gases presentes na atmosfera absorvem parte da radiação infravermelha emitida pela superfície terrestre, retendo o calor. O problema que atualmente se verifica diz respeito ao desequilíbrio que se verifica por conta de taxa de liberação de certos gases na atmosfera, em grande parte devido à ação antrópica.

Os principais gases que compõem o chamado efeito estufa (GHG, Greenhouse Gas) são o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), o metano (CH<sub>4</sub>), o óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) e os clorofluorcarbonos (CFC). Os óxidos de nitrogênio (NO<sub>x</sub>), o monóxido de carbono (CO), os halocarbonos e outros de origem industrial como o hidrofluorcarbono (HFC) e o perfluorcarbono (PFC) também são exemplos de gases de efeito estufa.

De acordo com Freund (2005), o *dióxido de carbono* é um composto químico presente na atmosfera em pequenas quantidades (370 ppmv – [partes por milhão em volume]) e que representa uma posição vital no ambiente terrestre como um ingrediente necessário ao ciclo de vida de plantas e animais. Durante a fotossíntese, as plantas assimilam o CO<sub>2</sub> e

liberam oxigênio; as atividades antropogênicas que causam a emissão de dióxido de carbono incluem a combustão de produtos fósseis e de outros materiais que contenham carbono, assim como a fermentação de compostos orgânicos.

O dióxido de carbono apresenta diversos usos, sendo manufaturado tanto por grandes empresas do setor de produção de gases industriais quanto por empresas que o obtêm como matéria-prima intermediária para a produção de produtos químicos. A seguir, apresentam-se alguns dos principais empregos do CO<sub>2</sub> (Freund, 2005):

- *indústria química* : o CO<sub>2</sub> é usado na síntese química e para controlar temperaturas em reatores, além de ser empregado para neutralizar efluentes alcalinos. O principal uso industrial do CO<sub>2</sub> é na produção de ureia, como fertilizante. Grandes quantidades de CO<sub>2</sub> são empregadas na manufatura de carbonatos inorgânicos e uma pequena fração é usada para a produção de monômeros orgânicos e policarbonatos. O metanol é produzido empregando-se um processo químico que utiliza o CO<sub>2</sub> em combinação com outras matérias-primas. O CO<sub>2</sub> é também utilizado na manufatura de poliuretanos;
- *indústria farmacêutica* : o CO<sub>2</sub> é utilizado para prover atmosfera inerte em síntese química, extração supercrítica de fluidos, acidificação de resíduos aquosos e para transporte de produtos em baixa temperatura (-78 °C);
- *indústria de alimentos e bebidas* : é empregado na carbonatação de bebidas, no empacotamento de alimentos, como fluido criogênico no resfriamento ou congelamento de alimentos, como gelo seco para controle de temperatura durante a distribuição de alimentos congelados;
- *indústria de celulose e papel* : usado para melhoria do pH de celulose mecânica ou quimicamente reciclada, após o branqueamento alcalino, pode ser empregado também para aumentar o desempenho das máquinas de produção de papel;

- *indústria eletrônica* : o  $\text{CO}_2$  é empregado, dentre outras coisas, para o tratamento da água residual e como meio de resfriamento nos equipamentos de teste de equipamentos eletrônicos;
- *outros usos* : como meio de insuflamento intra-abdominal em procedimentos cirúrgicos, para expandir o espaço entre órgãos e permitir melhor visualização; em extintores de incêndio; controle do pH de líquidos efluentes.

O dióxido de carbono é o principal agente da mudança em vista do tempo de dispersão muito longo e da quantidade gerada pelas atividades antropogênicas. O metano, embora tenha período curto de permanência na atmosfera, possui expressiva contribuição no aumento do efeito estufa porque absorve maior quantidade do calor irradiado pela Terra. Calcula-se que o metano tenha um potencial de aquecimento atmosférico 25 vezes maior do que o dióxido de carbono. <sup>12</sup> Os óxidos nítricos, em menor proporção, também têm a mesma característica de reação fotoquímica com a luz solar, promovendo a formação de ozônio de baixa altitude, o que também causa sérios problemas à saúde humana.

De acordo com o Committee on Science, Engineering and Public Policy (1991), o tempo de vida na atmosfera para o  $\text{CH}_4$  é de dez anos, enquanto para o  $\text{CO}_2$  é de cinquenta a duzentos anos, para o  $\text{N}_2\text{O}$  é de 150 anos, <sup>13</sup> e de 65 e 130 anos, respectivamente, para CFC-11 e CFC-12.

O *metano* é o principal componentes do gás natural, geralmente respondendo por 80% do mesmo em volume (Freund, 2005). A fonte natural de metano está nos pântanos, embora fontes de emissão de origem antropocêntrica contribuam de forma significativa, como os vazamentos de tubulações de gás natural, processos de fermentação de resíduos orgânicos derivados da criação de bois e outros animais, emanações de aterros sanitários, dentre outros (Houghton, 2005).

O *óxido nitroso* ( $\text{N}_2\text{O}$ ) é um gás com potencial de efeito estufa aproximadamente trezentas vezes maior que o  $\text{CO}_2$  ; sendo quimicamente inerte na troposfera, <sup>14</sup> o óxido nitroso alcança a estratosfera, onde é

destruído por fotólise, formando NO, que é uma das espécies químicas que contribuem com a destruição da camada de ozônio (Gutierrez et al., 2005). Segundo referências colhidas por Gutierrez et al. (2005), a contribuição antropogênica para o aumento de  $\text{N}_2\text{O}$  presente na atmosfera refere-se de 50% a 70% ao uso da terra e processos agrícolas, 15% a 25% aos processos industriais, e 15% a 25% às fontes móveis e estacionárias de combustão fóssil.

Os *clorofluorcarbonos* são compostos químicos desenvolvidos pela indústria química, com uso na indústria de refrigeração e em latas de aerossóis (Houghton, 2005). Seu uso intenso na década de 1980 elevou os níveis dessas substâncias na atmosfera, resultando em problemas de abertura da camada de ozônio ( $\text{O}_3$ ). Por conta desse fato, o Protocolo de Montreal, em 1987, deliberou acerca da descontinuidade na sua produção e um gradual processo de substituição e destruição.

## **Separação e sequestro de carbono**

A separação <sup>15</sup> e o sequestro de  $\text{CO}_2$  consistem na técnica de retirar tal gás de fontes poluentes ou da atmosfera e acumulá-lo em locais isolados onde o gás não volte a ter contato com a atmosfera. Essa técnica pode ser aplicada em vários pontos de origem de  $\text{CO}_2$ , e, quanto maior a concentração do gás na fonte, mais viável se torna o processo. O objetivo de tais processos é principalmente estabilizar o nível de  $\text{CO}_2$  atmosférico; isso tem sido induzido através do mercado de créditos de carbono, que corresponde a licenças de poluição alinhadas com o que é preconizado no Protocolo de Quioto.

Existem diferentes vertentes tecnológicas para o sequestro de carbono; uma delas é a que trata de retirar o gás do ar atmosférico mediante o plantio de árvores por sua absorção no processo de crescimento vegetal. Esse processo vem sendo realizado em diversos países em desenvolvimento,

principalmente China e Índia, mas também no Brasil, gerando licenças de emissões relativas a créditos de carbono. A outra vertente consiste em retirar o gás de agentes que iriam lançá-lo na atmosfera. Nesse caso, o processo consiste na separação, compressão e transporte do gás para a estocagem, que pode ser no oceano, em formações geológicas, formações de carbonetos ou para o uso em processos industriais.

O transporte do CO<sub>2</sub> geralmente é realizado através de tubos, utilizando a mesma tecnologia que hoje é empregada para o transporte de petróleo, podendo eventualmente ser transportado por via naval, quando seu custo não se revela proibitivo. Com relação à estocagem do CO<sub>2</sub>, quando armazenado em formações geológicas, a tecnologia utilizada é a mesma empregada para a extração de petróleo e gás natural, isto é, pode-se injetar o CO<sub>2</sub> que foi capturado nesses depósitos à medida que o gás e o petróleo são extraídos; outra possibilidade é a estocagem de CO<sub>2</sub> em formações salinas.

Quando a estocagem é feita no oceano, duas vertentes estão hoje em estudo: através da injeção e dissolução do CO<sub>2</sub> na água, podendo ser injetado por meio de um tubo fixo ou um navio em movimento (abaixo de 1000 m). Outra opção é a injeção através de tubo fixo ou plataforma eliminando-se o CO<sub>2</sub> abaixo de 3000 m, condição em que o CO<sub>2</sub> se torna mais denso que a água, formando lagos de CO<sub>2</sub> (Metz et al., 2005). A Figura 3.1 ilustra a forma proposta para dissolução do CO<sub>2</sub> no oceano, e seria dissolvido na água do mar se disperso em profundidades inferiores a 3000 m, e ficaria retido na forma líquida se disposto em profundidades inferiores a essa, visto que a sua massa específica é maior que a da água nessa condição (IPCC, 2005).

Para se analisar a viabilidade de um projeto de estocagem de carbono, deve-se levar em consideração a distância entre o centro de origem desse poluente e o local para sua estocagem, visto que os custos de transporte, assim como de instalações para que possa ser efetuado o transporte são elevados. Deve-se também compreender que fontes comerciais, residenciais e o setor de transporte, que são fontes de grande parte do CO<sub>2</sub> emitido para a atmosfera, não constituem fontes potenciais de resgate de carbono, pois

têm por característica pequenas emissões individuais e por estarem em movimento.

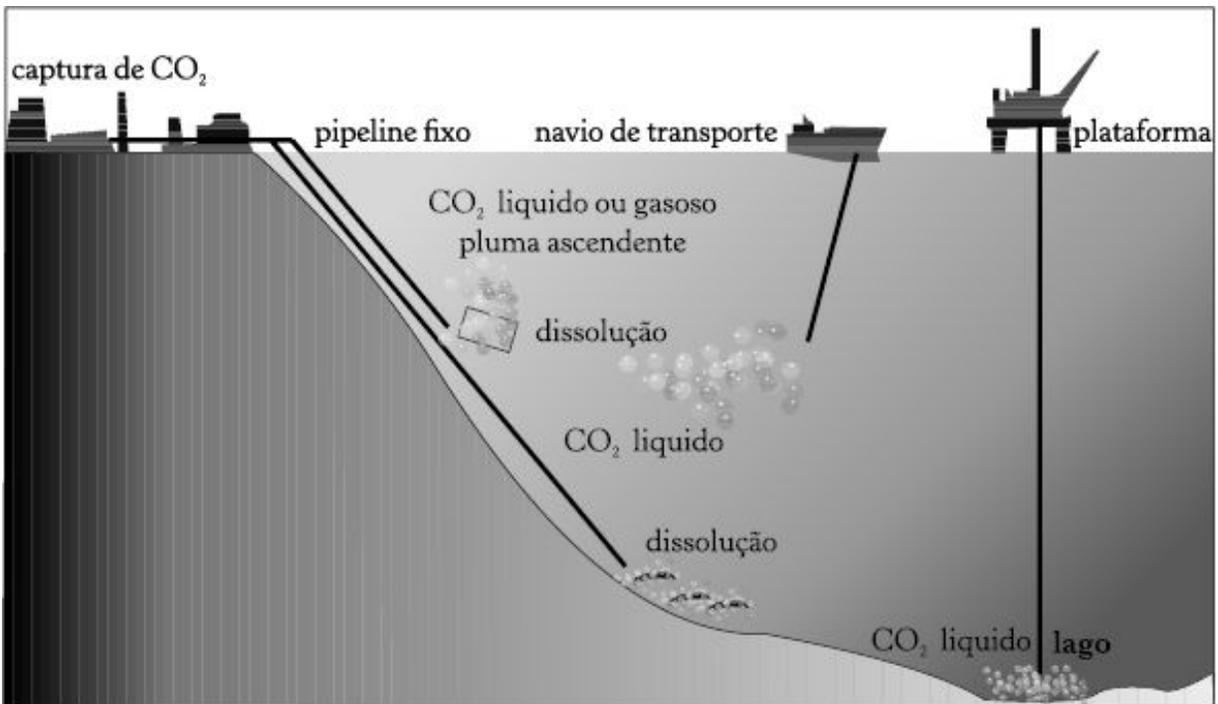


Figura 3.1 – Formas de disposição de CO<sub>2</sub> em oceanos

Fonte: IPCC (2005).

Segundo Metz et al. (2005), 60% do CO<sub>2</sub> jogado na atmosfera têm como origem grandes fontes estacionárias. Contudo, nem todas essas fontes são viáveis para o resgate de carbono. Além disso, a maioria das fontes de emissão tem concentração de CO<sub>2</sub> menor que 15%, menos de 2% das fontes possuem concentração maior que 95%, e tais fontes são mais interessantes, pois aumentam a viabilidade do processo, visto necessitarem apenas de desidratação e compressão no estágio de captura.

Deve-se ter em mente que o sistema de captura do CO<sub>2</sub> requer uma quantidade significativa de energia para sua operação, o que reduz seu rendimento. O custo de produção de eletricidade para unidades com captura de CO<sub>2</sub> encontra-se entre US\$ 0,04 e 0,09/kWh, enquanto para uma unidade sem captura o mesmo custo se encontra na faixa entre US\$ 0,03 e

0,06/kWh, sendo tal acréscimo no custo reflexo somente do processo de captura (Metz et al., 2005).

Além dos custos de captura ainda existem os custos de transporte e estocagem do CO<sub>2</sub>, que dependem da distância e do volume a serem transportados e ainda se os dutos serão submarinos ou terrestres. Todos esses fatores podem aumentar substancialmente o custo de transporte. Poucos países possuem leis para tratar especificamente a questão da estocagem de carbono. Sendo assim, os Estados possuem o direito de realizarem estocagem de carbono, porém são responsáveis por possíveis danos ambientais que esses venham a causar.

Quando se estuda a possibilidade de se estocar CO<sub>2</sub> em formações geológicas deve-se atentar também para os riscos que tal ação pode trazer, pois existe a possibilidade de ocorrerem vazamentos, o que pode prejudicar tanto em um aspecto local como no global. Em relação à estocagem no oceano ainda não estão totalmente esclarecidos os riscos que essa ação pode causar; sabe-se que o CO<sub>2</sub> é solúvel em água, existindo assim quantidades dele dissolvidas nas águas dos oceanos. A quantidade desse gás dissolvido nas águas depende de um equilíbrio entre a atmosfera e o oceano. Quando se aumenta a proporção de CO<sub>2</sub> na atmosfera, aumenta-se a proporção dele no oceano.

Os riscos desse processo se devem à natureza ácida do CO<sub>2</sub>; assim, ao se diluir tal gás no oceano, ele pode alterar o pH das águas, causando impactos sobre a vida marinha (Metz et al., 2005). O CO<sub>2</sub> pode ainda ser usado na indústria ou transformado em carbonatos sólidos inorgânicos. Os carbonatos são formados naturalmente, mas sob um ritmo lento; entretanto, reações químicas podem acelerar esse processo para que se possa fixar uma maior quantidade de carbono. Depois de formados os carbonatos e as sílicas, eles podem ser dispostos em minas de silicatos ou reutilizados na construção civil.

Como conclui Metz et al. (2005), modelos de captura e estocagem de CO<sub>2</sub> são projetos ainda em estudo, modelos que ainda estão em fase de maturação e possuem um custo relativamente alto, além de contarem com

alguns possíveis riscos ambientais que ainda não estão totalmente esclarecidos. Porém, acredita-se que nos próximos anos a estocagem do CO<sub>2</sub> pode se tornar uma opção viável para a solução do problemático acúmulo do gás na atmosfera, visto que as leis que regulam as emissões gasosas estão se tornando mais rigorosas e os custos pela emissão de carbono se mostram crescentes.

## **O mercado de créditos de carbono**

Para incentivar a participação dos países em desenvolvimento nos acordos do Protocolo de Quioto, estabeleceu-se um *mercado de créditos de carbono* mediante práticas denominadas mecanismos de desenvolvimento limpo (CDM, Clean Development Mechanisms). Por meio de tal estrutura, um país em desenvolvimento receberia créditos de carbono por utilizar uma tecnologia menos poluente ou utilizar uma fonte energética renovável; por sua vez, países industrializados (e listados no Anexo 1 do Protocolo de Quioto), ao comprarem tais créditos, compensariam as próprias emissões de CO<sub>2</sub>, reduzindo o custo de sua adesão ao referido Protocolo.

De modo a contextualizar os mecanismos de desenvolvimento limpo, de forma simplificada apresentam-se os fatos que o precederam; de acordo com Rocha (2003), em 1992 estabeleceu-se a Convenção Quadro das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas (UNFCCC, United Nations Framework Convention on Climate Change), durante a *Conferência* das Nações Unidas sobre o Meio Ambiente e o Desenvolvimento (ECO-92), com o objetivo de propor ações para que os países industrializados estabilizassem as concentrações atmosféricas dos gases de efeito estufa. Na sequência, foram realizadas diversas conferências das partes (COP, Conference Of Parts), dentre as quais se destaca a que se realizou em Quioto, em 1997. Em tal conferência se estabeleceu um acordo que definia as metas de redução das emissões de gases de efeito estufa para os países

com compromisso de redução desses gases, assim como critérios e diretrizes para a utilização de mecanismos do mercado.

O mecanismo de desenvolvimento limpo encontra-se descrito no Artigo 12 do Protocolo de Quioto e estabelece que cada tonelada de CO<sub>2</sub> deixada de ser emitida ou retirada da atmosfera por um país em desenvolvimento poderá ser negociada no mercado mundial. De igual modo, as empresas que não conseguirem ou não desejarem reduzir suas emissões podem comprar Certificados de Emissões Reduzidas (CER) em países em desenvolvimento e usá-los para cumprir suas obrigações (Rocha, 2003).

Os principais projetos redutores da emissão de carbono no contexto dos mecanismos de desenvolvimento limpo seriam relativos a aterros sanitários e de esgotamento sanitário, eficiência energética, substituição de combustíveis e energias renováveis, melhoria de processos produtivos e no setor de uso do solo e florestas (Dubeux; Simões, 2005); como se verá no próximo capítulo, são esses os temas de interesse para o contexto do presente texto. Projetos dessa natureza comportariam valores referentes à demanda por créditos de carbono estimados por diferentes fontes como sendo valores entre US\$ 8 e 32 por tonelada equivalente de CO<sub>2</sub> (NAE, 2005; Oliveira et al., 2006).

De acordo com Aguiar e Balestieri (2007), a metodologia do IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) para o cálculo dos gases do efeito estufa computa o valor da emissão de CO<sub>2</sub> a partir do teor de carbono dos combustíveis, sendo composta por quatro passos usados no cálculo dos coeficientes de emissão:

- a) *Conversão para TJ (terajoule)* : O fator de conversão de TJ para tonelada equivalente de petróleo (tep) proposto na referida metodologia emprega o coeficiente A (eq. 3.1).

$$A \left( \frac{\text{TJ}}{\text{tep}} \right) \tag{3.1}$$

sabendo-se que a conversão padrão é de 1000 tep para cada 41,8680 TJ. A Tabela 3.1 ilustra os valores do coeficiente A para diferentes combustíveis.

Tabela 3.1 – Fatores de Conversão TJ/1000 tep

<b>Fósseis líquidos</b>	Petróleo	42,96
	Gás natural liquefeito	42,96
	Gasolina	42,96
	Querosene de aviação	42,96
	Querosene de iluminação	42,96
	Óleo diesel	42,96
	Óleo combustível	42,96
	GLP	42,96
	Nafta	42,96
	Asfalto	42,96
	Lubrificantes	42,96
	Coque de petróleo	42,96
	Outros produtos secundários de petróleo	42,96
	Outros produtos não energéticos de petróleo	42,96
<b>Fósseis sólidos</b>	Carvão metalúrgico	42,96
	Carvão vapor	42,96
	Alcatrão	42,96
	Coque de CM	42,96
<b>Fósseis gasosos</b>	Gás natural	40,70
	Gás de refinaria	40,70
<b>Outras fontes primárias fósseis</b>		42,96
<b>Biomassa sólida</b>	Lenha para queima direta	42,96
	Lenha para produção de carvão	42,96
	Bagaço de cana	42,96
	Resíduos vegetais	42,96
	Carvão vegetal	42,96
<b>Biomassa líquida</b>	Caldo de cana	42,96
	Melaço	42,96
	Álcool anidro	42,96
	Álcool hidratado	42,96

	Lixívia	42,96
<b>Biomassa gasosa</b>		40,70

Nota: tep = tonelada equivalente de petróleo.

Fonte: C&T Brasil (2002).

- b) *Multiplicação pelo fator de emissão para calcular o teor de carbono*  
: O IPCC fornece fatores de emissão (em toneladas de carbono por TJ) para líquidos e sólidos fósseis primários e secundários, gás natural e biomassa sólida, líquida e gasosa, valores que são representados pelo coeficiente B (eq. 3.2). A Tabela 3.2 apresenta valores do fator de emissão de carbono, de CO<sub>2</sub> e poder calorífico dos diversos combustíveis.

$$B \left( \frac{t_C}{TJ} \right) \quad (3.2)$$

- c) *Correção para carbono não oxidado* : A fração de carbono oxidado (sendo C a fração de carbono oxidado do energético) para o carvão, o petróleo e o gás natural é expressa pelos seguintes valores:

carvão: C = 0,98;

petróleo e seus produtos: C = 0,99;

gás: C = 0,995;

- d) *Conversão do carbono oxidado para emissão de CO<sub>2</sub>* :  
Multiplicando-se o fator de conversão pelo fator de emissão para o combustível em pauta e pela correspondente fração de carbono oxidado, tem-se o coeficiente de emissão de carbono em tonelada por tep de combustível. Para se obter o coeficiente de emissão de CO<sub>2</sub> multiplica-se o fator acima pela fração (44/12), razão entre a massa molecular do CO<sub>2</sub> e do carbono (eq. 3.3).

$$\text{Coeficiente de emissão de CO}_2 = A.B.C. \quad (3.3)$$

$$\frac{44}{12} \left( \frac{t_{CO_2}}{tep} \right)$$

Tabela 3.2 – Fator de emissão no setor energético

Combustível	Poder calorífico inferior (MJ/t <sub>combustível</sub> )	Fator de emissão de C (kgC/kg <sub>combustível</sub> )	Fator de emissão de CO <sub>2</sub> (kg CO <sub>2</sub> /kg <sub>combustível</sub> )
Combustíveis fósseis líquidos			
Combustíveis primários			
Petróleo bruto	42,71*	0,8542	3,1349
<i>Orimulsion</i>	27,50	0,6050	2,2240
Combustíveis secundários			
Gasolina			
Querosene de aviação	44,80	0,8467	3,1075
Outro querosene	44,59	0,8695	3,1911
Óleo de xisto	44,75	0,8771	3,2190
<i>Gas-oil</i>	36,00	0,7200	2,6424
<i>Fuel-oil</i> residual	43,33	0,8753	3,2122
GLP	40,19	0,8480	3,1122
Etano	47,31	0,8137	2,9864
Nafta***	47,49	0,7978	2,9280
Betume	45,01	0,9002	3,3037
Lubrificantes***	40,19	0,8842	3,2449
Coque de petróleo	40,19	0,8038	2,9499
Matéria prima refinada***	31,00	0,8525	3,1287
Outros produtos de petróleo***	42,50*	0,8500	3,1195
	40,19	0,8038	2,9499
Combustíveis fósseis sólidos			
Combustíveis primários			
Antracita			
Carvão de coque	26,59*	0,7126	2,6153
Outro carvão betuminoso	29,30*	0,7526	2,7743
Carvão sub-betuminoso	26,59*	0,6860	2,5187
Xistos betuminosos	17,16*	0,4496	1,6500
	9,40	0,2735	1,0039
Combustíveis secundários			
Gás de coqueria ou de alto-forno	26,05	0,8275	3,0368
Combustíveis fósseis gasosos			
Gás natural	56,74**	0,8681	3,1860

Fonte: Adaptado de Antunes (2000).

Nota: Para a Tabela 3.2 valem as seguintes observações:

1) Valores com (\*) válidos para Portugal; valor com (\*\*) baseado em dados de Comgas (2006); valores em (\*\*\*) referem-se a valores a utilizar até existirem fatores de emissão específicos;

2) “A emissão de CO<sub>2</sub> pode ser obtida pela multiplicação dos resultados obtidos para o carbono pelo fator 3,67, conforme Wilson (1990) e Penner et al. (1992). Isso se explica pelo fato de 12 moles de carbono se converterem em 44 moles de CO<sub>2</sub>” (Balestieri, 1994)

3) composição do gás natural em Comgas (2006): 91,80% de CH<sub>4</sub>, 5,58% de C<sub>2</sub> H<sub>6</sub>, 0,97% de C<sub>3</sub> H<sub>8</sub>, 0,03% de C<sub>4</sub> H<sub>10</sub> (i-butano), 0,02% de C<sub>4</sub> H<sub>10</sub> (n-butano), 0,10% de C<sub>5</sub> H<sub>12</sub>, 1,42% de N<sub>2</sub> e 0,08% de CO<sub>2</sub>. PCI de 36454 kJ/m<sup>3</sup> e massa específica de 0,6425 kg/m<sup>3</sup>.

De acordo com a European Environment Agency (EEA, 2007), define-se *tonelada de CO<sub>2</sub> equivalente* como sendo uma métrica para a medida comparativa das emissões entre vários gases causadores do efeito estufa, baseado em seu potencial de aquecimento global (GWP, Global Warming Potential). O seu valor é obtido pelo produto entre a vazão do gás em análise pelo valor de GWP a ele associado. A Tabela 3.3 apresenta valores do potencial de aquecimento global dos principais gases causadores do efeito estufa, de acordo com o IPCC. Nela se observa que alguns valores entre a edição de 1996 e 2001 sofreram revisão por parte desse órgão das Nações Unidas responsável pela análise e acompanhamento da questão ambiental, com aumento do peso em alguns componentes e redução em outros.

Tabela 3.3 – Comparação dos potenciais de aquecimento global (GWP) segundo IPCC

Componente	GWP (1996) <sup>a</sup>	GWP (2001) <sup>b</sup>
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	1	1
Metano (CH <sub>4</sub> )	21	23
Óxido nitroso (N <sub>2</sub> O)	310	296
HFC-23	11700	12000
HFC-125	2800	3400
HFC-134 <sup>a</sup>	1300	1300
HFC-143 <sup>a</sup>	3800	4300
HFC-152 <sup>a</sup>	140	120
HFC-227ea	2900	3500
HFC-236fa	6300	9400
Perfluorometano (CF <sub>4</sub> )	6500	5700
Perfluoroetano (C <sub>2</sub> F <sub>6</sub> )	9200	11900
Hexafluoreto de enxofre (SF <sub>6</sub> )	23900	22200

Notas: (a) Intergovernmental Panel on Climate Change, *Climate Change 1995: The Science of Climate Change* (Cambridge, UK: Cambridge University Press, 1996) ; (b) Intergovernmental Panel on Climate Change, *Climate Change 2001: The Scientific Basis* (Cambridge , UK: Cambridge University Press, 2001). Fonte: IPCC (2002).

A métrica utilizada para o cálculo do CO<sub>2</sub> equivalente apresenta contestações. Em consequência da conferência ocorrida em Bali, na Indonésia (COP-13, de 4 a 14 de dezembro de 2007), discute-se se o índice GWP é adequado para esse tipo de análise. Argumenta-se que ele mede apenas a quantidade de radiação que é retida na atmosfera pela molécula de um determinado gás, o que não representaria necessariamente o quanto cada uma dessas moléculas contribui para as mudanças climáticas no longo prazo; seus críticos citam ainda que, para uma melhor avaliação, seria necessário um equivalente de temperatura. Outro ponto de crítica diz respeito ao valor de GWP considerado, pois se argumenta que o fator de 21 ou 23 entre o GWP do metano e do dióxido de carbono seria, em verdade, um fator 5, isto é, a influência do metano sobre o aquecimento global estaria superdimensionada (Escobar, 2007).

## **Instrumentos de controle ambiental**

A combustão é um processo gerador de elementos poluentes para a atmosfera e que está presente na geração térmica de energia. De acordo com Holanda e Balestieri (2000),

o processo de combustão, que é amplamente empregado na geração de energia, constitui-se numa reação química exotérmica e muito rápida entre combustível e oxidante; em geral, os elementos químicos presentes nos combustíveis e responsáveis pela liberação de calor são carbono, hidrogênio e enxofre. Entretanto, faz-se necessário compreender através da reação  $C_x H_y + aO_2 \rightarrow bCO_2 + cH_2 O$  que a incineração do mais

simples recurso natural (combustível) emitirá, no mínimo, poluentes tais como gás carbônico ( $\text{CO}_2$ ) e vapor d'água ( $\text{H}_2\text{O}_{(v)}$ ). Por esta razão, não se fala hoje em geração de energia sem estar verdadeiramente preocupado com a degradação que a mesma possa causar ao ambiente. Assim, é preciso que se pague não só pelo uso do recurso energético, mas também pelo controle das emissões de poluentes atmosféricos (através da instalação de tecnologias de controle) numa tentativa de se buscar a minimização dos danos ambientais.

Os instrumentos de regulação direta – também conhecidos como políticas de comando e controle – atuam por meio de especificação de limites para a emissão de poluentes, e quando esses não são obedecidos, acarretam multas ao agente poluidor. Os instrumentos de regulação direta agem sobre:

- o controle de equipamentos (exigência de instalação de equipamentos antipoluição);
- o controle de processos e produtos;
- a proibição ou restrição de atividades em certos períodos do dia;
- o controle do uso de recursos naturais por fixação de cotas de extração.

A política de comando e controle, pelo seu caráter punitivo, tem elevada eficácia ecológica. Como afirma Almeida (1998), tem-se privilegiado com amplo predomínio o uso de instrumentos de regulação direta, conforme atestam estudos empíricos internacionais.

De acordo com Holanda (2003), “*regulamentações de comando e controle* são aquelas que forçam as empresas a agirem numa mesma direção, isto é, se baseiam principalmente em padrões de qualidade do ar, limites máximos de emissão, licenciamento de atividades poluidoras e zoneamento”; são exemplos dessa forma de abordagem as limitações no conteúdo de enxofre dos combustíveis e a obrigatoriedade do emprego de certas tecnologias para casos determinados.

Em oposição – continua esse mesmo autor – “*mecanismos econômicos* designam-se, em geral, àquelas políticas que, em lugar de basearem-se no comando e no controle, envolvam incentivos; incluem-se aí os impostos (em vez da proibição) sobre atividades com danos ambientais, leilões de cotas negociáveis de poluição, dentre outros”, e que têm sido preferidos. Com respeito à aplicação dos mecanismos econômicos, o sistema de cotas apresenta como exemplo de programa implantado com satisfatório sucesso o *Clean Air Act Amendments*, sistema para comercialização de compostos de enxofre implantado nos Estados Unidos. [16](#)

Uma das importantes questões no que diz respeito ao impacto da consideração dos custos decorrentes dessas penalidades nos custos da energia é a forma como elas são geradas e/ou consideradas de um elenco de valores previstos em legislação; a literatura é convergente nesse aspecto (Frangopoulos; Caralis, 1997; Borchiellini et al., 2000a,b). Nas palavras de Holanda e Balestieri (2001), “no sistema de impostos a poluição é reduzida, impondo-se aos agentes poluidores *taxas ou encargos* que são baseados ora na quantidade de poluição que geram, ora, em alguns casos, na quantidade esperada ou potencial de poluição dos mesmos”.

Uma das grandes dificuldades de se fazer uso de taxas consiste na tarefa de se atribuir um preço a um bem ambiental; porém, existem metodologias que assim fazem, baseadas, por exemplo, na estimativa de quanto a sociedade estaria disposta a pagar para que um determinado bem ficasse livre de poluição. Muitos economistas sugerem que a “taxa verde” seja um valor uniforme sobre a poluição, posto que, se assim não o for, a redução da poluição não alcançará a condição de mínimo custo, visto que a sociedade sempre consegue obter redução de custos trocando a responsabilidade da redução de poluição de um poluidor altamente taxado para outro fracamente taxado, isto é, grupos de interesse como as empresas altamente intensivas em energia conseguem se organizar melhor que os cidadãos comuns, e assim as taxas pagas por esses últimos chegam a ser algumas vezes mais elevadas do que aquela paga pela indústria em geral (Svedsen et al., 2001).

Há, também, a questão do impacto de tais taxas sobre a questão social e o desemprego (Koskela; Schöb, 1999), tema que extrapola a presente análise.

Os instrumentos econômicos têm como ponto de vista principal que os poluidores devem sofrer o ônus pela poluição gerada ou receber ganhos por deixar de poluir. Portanto, também é uma maneira de incentivar a mudança de posição de agentes poluidores, para que assumam iniciativas visando produzir bens ou materiais com baixo índice de poluição.

Nesse contexto, é concebido o mercado de licença de poluição negociável, no qual se enquadra o mercado de créditos de carbono, que vem sendo aplicado em diversos países em desenvolvimento, inclusive no Brasil. Nesses mercados é instituído um nível de poluição admissível em um determinado lugar e divide-se esse total em cotas de poluição, e tais cotas podem ser negociadas entre as empresas poluidoras, em processo similar ao praticado a partir do *Clean Air Act Amendments*. Um dos atrativos das licenças de poluição é que essas conseguem combinar a certeza da regulação com a flexibilidade do mercado, permitindo às empresas decidir o que é mais vantajoso para elas, ou seja, deixar de poluir e vender suas cotas, ou continuar poluindo e comprar novas cotas.

A externalidade decorre do fato de a produção ou consumo de bens gerar efeitos a outrem e esses não serem contemplados na estrutura formal de custos, pelo que é denominado “custo externo”, como exposto em Almeida (1998). Quando se polui acima do que o ambiente pode absorver têm-se efeitos cumulativos de poluentes, o que gera a externalidade, que é um custo externo ao de produção que geralmente não é agregado ao produtor; chega-se então à conclusão de que, para reparar os danos ambientais, deve-se ter uma intervenção governamental, de modo a internalizar as externalidades. Nas palavras de Holanda e Balestieri (2001),

[...] segundo Ferreira e Bajay (1997), o termo utilizado pela economia neoclássica para expressar os impactos sociais e ambientais é *externalidade*, no sentido de que eles são externos às transações comerciais. A monetarização destas externalidades dá origem aos custos

externos ou custos sociais e ambientais. Logo, pode-se constatar que o sistema de impostos faz com que as empresas ‘internalizem’ as suas próprias externalidades criadas no curso da produção e, sendo assim, qualquer esforço para que isto aconteça exige que os custos da produção sejam calculados a partir de dois componentes: custos privados (custos de capital, operação e manutenção) e custos externos.

Para que se tenha uma ordem de grandeza de tais custos, apresentam-se a seguir valores monetários para as externalidades ambientais propostos por El-Kordy et al. (2002), discriminados por tipo de poluente atmosférico durante a geração de energia: US\$ 5,66/kg para SO<sub>x</sub> , US\$ 2,29/kg para NO<sub>x</sub> , US\$ 3,31/kg para particulados e US\$ 0,018 /kg para CO<sub>2</sub> .

Para permitir maior sensibilidade ao que de fato representam as externalidades decorrentes das emissões atmosféricas no contexto da estrutura de custos de geração de energia registram-se os valores sugeridos por El-Kordy et al. (2002) em seu estudo (Tabela 3.4). Observa-se que, sem as externalidades, o ciclo a vapor queimando óleo combustível representa um dos menores custos de geração, fato que é revertido quando se associam os custos externos ambientais; já para o sistema fotovoltaico e eólico as externalidades pouco representam.

Tabela 3.4 – Fatores de custo em diferentes formas de geração de energia

Sistema, combustível	Custo (em centavos de dólar/kWh)	
	sem externalidade	com externalidade
vapor, óleo	1,5928	5,4256
vapor, gás natural	1,3804	2,4300
conjunto a gás, diesel	2,8438	5,4266
conjunto a gás, gás natural	2,5038	4,0085
combinado, gás natural	1,4807	2,3555
fotovoltaico	13,7820	13,9612
energia eólica	1,7616	1,8085

Fonte: El-Kordy et al. (2002).

A experiência de se operar uma reforma tributária baseada em taxas ambientais foi iniciada na Comunidade Europeia no início da década de 1990. De acordo com Dresner et al. (2006), o emprego de taxas ambientais

aumenta os tributos voltados ao uso dos recursos naturais, uso de produtos poluentes ou mesmo que causem poluição, enquanto reduz outras taxas, em especial as que incidem sobre os empregos. Nesse contexto é que surge a expressão “duplo dividendo”, baseado no argumento de que maiores taxas sobre a energia irão reduzir o seu uso, e em consequência reduzir a poluição, enquanto menores taxas incidentes sobre o trabalho irão reduzir a pressão sobre o emprego e contribuir para reduzir o desemprego.

Büsgen e Dürschmidt (2009) fazem uma análise de taxas ambientais existentes na Alemanha, informando que em 1º de janeiro de 1991 a estrutura tarifária de incentivo à geração renovável (StrEG, Stromeinspeisungsgesetz) foi implantada, sofrendo três revisões durante a década de 1990, sendo substituída em 1º de abril de 2000 por um novo marco legal (EEG, Erneuerbare-Energien-Gesetz) que sofreu emendas em 1º de agosto de 2004 e em 1º de janeiro de 2009. A União Europeia, sob a presidência da representante alemã em março de 2007, aprovou como meta para o ano 2020 uma participação de 20% de energias renováveis no consumo energético global da União Europeia. A aplicação da EEG na Alemanha representou um aumento de participação de energias renováveis de 6,3% em 2000 para 14% em 2007. A estrutura tarifária vigente prevê reduções paulatinas de remuneração ao autoprodutor ao longo do tempo, uma vez que remunerações mais generosas são garantidas aos que nos primeiros momentos da vigência da nova legislação se lançam à empreitada, bem como diferenciação por tipo de fonte de energia.

## **Epílogo do Capítulo 3**

No presente capítulo pretendeu-se apresentar o dióxido de carbono no atual contexto ambiental – sua contribuição ao efeito estufa, em conjunto com outros compostos químicos; os valores comparativos do potencial de efeito estufa dos mesmos e a forma de se compor uma métrica “equivalente”, ponderada apenas no CO<sub>2</sub> ; o mercado de créditos de

carbono que se formou em sequência à elaboração do Protocolo de Quioto. Foram apresentados, ainda, os instrumentos disponíveis para o controle ambiental.

Dentro desse contexto, apresenta-se no próximo capítulo uma discussão acerca de novas fontes energéticas alternativas, focada no aproveitamento de disponibilidades decorrentes da geração de resíduos pela própria existência de vida sobre a face da Terra, permeadas pelas principais tecnologias de conversão ora disponíveis para as mesmas.

12 Esse número é por vezes relatado como sendo 21 (Rosa, 2003), 23 (Keppler; Röckmann, 2007) e também 25 para um horizonte de tempo de cem anos (IPCC, 2007). O valor tem sido revisto de tempos em tempos, com base em novas evidências científicas.

13 Gutierrez et al. (2005) estimam tempo de vida entre 110 e 150 anos. De igual, tais valores têm sido eventualmente revistos.

14 A atmosfera é composta por camadas – troposfera (de zero a 12 km), estratosfera (de 12 km a 50 km), mesosfera (de 50 km a 80 km), termosfera (de 80 km a 500 km) e exosfera (de 500 km a 800 km) – tais distâncias variam segundo diferentes fontes.

15 Comentários sobre técnicas de separação de ar e de CO<sub>2</sub> são abordados no Capítulo 6.

16 Essa lei norte-americana, de 1990, representou a primeira legislação ambiental a incorporar um programa de incentivo a um mercado de cotas negociáveis, em âmbito nacional, para emissões de SO<sub>2</sub>.

## 4

# FONTES COMBUSTÍVEIS ALTERNATIVAS

*“Todo o lixo de sua casa vai para algum lugar. Os encanamentos de esgoto são transportadores de lixo. Quando você faz cocô ou xixi e dá a descarga você fica com a ilusão de que cocô e xixi desapareceram. Desapareceram da sua vista. Foram para algum lugar: os rios ou o mar.”*

(Alves, 2003, p.72)

## Introdução

Fontes renováveis associadas a centrais de cogeração podem não suprir na totalidade as necessidades energéticas das empresas que empregam essa prática de produção de energia. No entanto, o emprego dessas fontes pode resultar na redução das emissões atmosféricas e da degradação dos recursos naturais. É preciso, portanto, avaliar a disponibilidade dos recursos energéticos e aspectos técnicos (tanto termodinâmicos quanto tecnológicos), econômicos e ambientais de seus processos de conversão de energia.

Algumas opções de aproveitamento energético, como as biomassas (entre elas, os Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) – também chamados Resíduos Sólidos Municipais (RSM) e de esgoto, resíduos vegetais de origem agrícola e florestal, além de resíduos animais), resíduos de determinados processos industriais e o hidrogênio (que tanto é considerado como um “portador de energia” [17](#) quanto insumo para outros processos industriais) devem ser considerados na avaliação de potenciais fontes energéticas que facultem a redução das emissões de CO<sub>2</sub>. Individual ou coletivamente, são opções interessantes do ponto de vista técnico e ambiental, e por isso são apresentadas na sequência as principais rotas tecnológicas para a produção de energia a partir deles.

Com base nesses aspectos, a proposta deste capítulo consiste em desenvolver estudo das contribuições existentes na literatura em termos da disponibilidade de fontes energéticas alternativas que possam ser associadas à cogeração, assim como estabelecer relações funcionais de ordem técnica (com respeito às taxas de conversão energética), econômica (relativamente a custos de investimento e operacional) e ambiental (com relação às emissões) das fontes energéticas analisadas, que possam ser empregadas em modelagens de otimização de centrais de cogeração.

## **Classificação de resíduos urbanos**

Em alguns países, a restrição de espaço impõe que rígidas políticas de incineração de resíduos sólidos urbanos sejam efetivadas, em detrimento do emprego de aterros sanitários. Em países que contam com uma elevada ocupação territorial, a decisão pela incineração é impositiva, sob pena de inviabilizar outras atividades de subsistência: em 2005, a densidade populacional do Japão, por exemplo, alcançou a marca de 343 habitantes/km<sup>2</sup> (Ministry of Internal Affairs and Communications, 2005), com taxa de incineração próxima de 100% (Rosa, 2003). [18](#)

A taxa média de produção diária de lixo *per capita* varia entre 0,5 e 2,5 kg, sendo valores menores associados a cidades menores e os maiores associados a grandes cidades e metrópoles; tal diferença se deve ao estilo de vida e ao nível tecnológico alcançado pelas diversas comunidades. A título de ilustração, a Figura 4.1 apresenta a evolução da geração do lixo na cidade do Rio de Janeiro. Segundo estatísticas do IBGE, a cidade do Rio de Janeiro tinha em 2005 uma população de 6.094.183 habitantes em seu território (Brasil, 2005). De acordo com São Paulo (1998), o lixo brasileiro, numa estimativa conservadora, é composto em média por 65% de restos alimentares, 25% de papel, 5% de plásticos, 2% de vidros e 3% de metais, em análise gravimétrica. Segundo Abrelpe (2012), o Brasil produz 1,228 kg/habitante.dia de resíduos sólidos urbanos, com mínimo de 0,905 kg/habitante.dia e máximo de 1,309 kg/habitante.dia, respectivamente nas Regiões Sul e Nordeste.

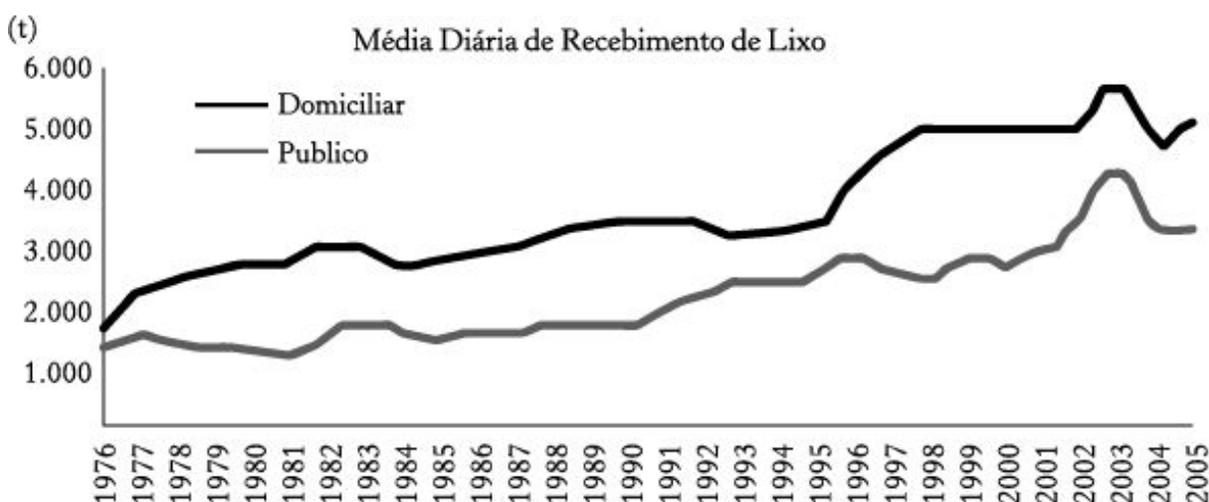


Figura 4.1 – Evolução da geração de lixo na cidade do Rio de Janeiro.

Fonte: Brasil (2005).

Antes que se discutam as diferentes opções de conversão energética dos resíduos sólidos urbanos, faz-se necessário observar que parte desse material pode ser reciclado, o que permite um significativo ganho econômico, energético, ambiental e social. Se, por um lado, se deve realizar um esforço de difusão no seio da sociedade de que a *opção em prol da redução do uso dos recursos naturais* seja a mais racional, há que

compreender que ela não permite resolver sozinha toda a questão da produção do lixo e da condição finita da disponibilidade dos mesmos. <sup>19</sup> O presente texto não tem por objetivo discutir a questão social que é inerente à reciclagem de alguns produtos disponíveis no lixo urbano, muito embora reconheça sua importância. A observação apresentada em Rosa (2003, p.94) é bastante pertinente para a conceituação de reciclagem, e por isso aqui reproduzida:

Em geral, é reciclado aquilo que gera renda. Infelizmente, na atual sociedade, tornamo-nos tão eficientes e diversificados que é mais barato, para o modelo dominante, produzir bens a partir da matéria prima virgem do que reciclar a sucata. Há dificuldades técnicas, além disso. É o caso do aço, por exemplo. Há mais de trinta mil graduações de ligas que não são intercambiáveis. Algo semelhante se passa com o plástico. Isto esclarece porque tanto tempo é gasto na separação de materiais antes da reciclagem de fato.

A Figura 4.2 ilustra as possibilidades de processamento dos resíduos sólidos urbanos, estruturadas a partir de diversas fontes de referência, com interfaces em relação ao processamento de esgoto e na produção de hidrogênio.

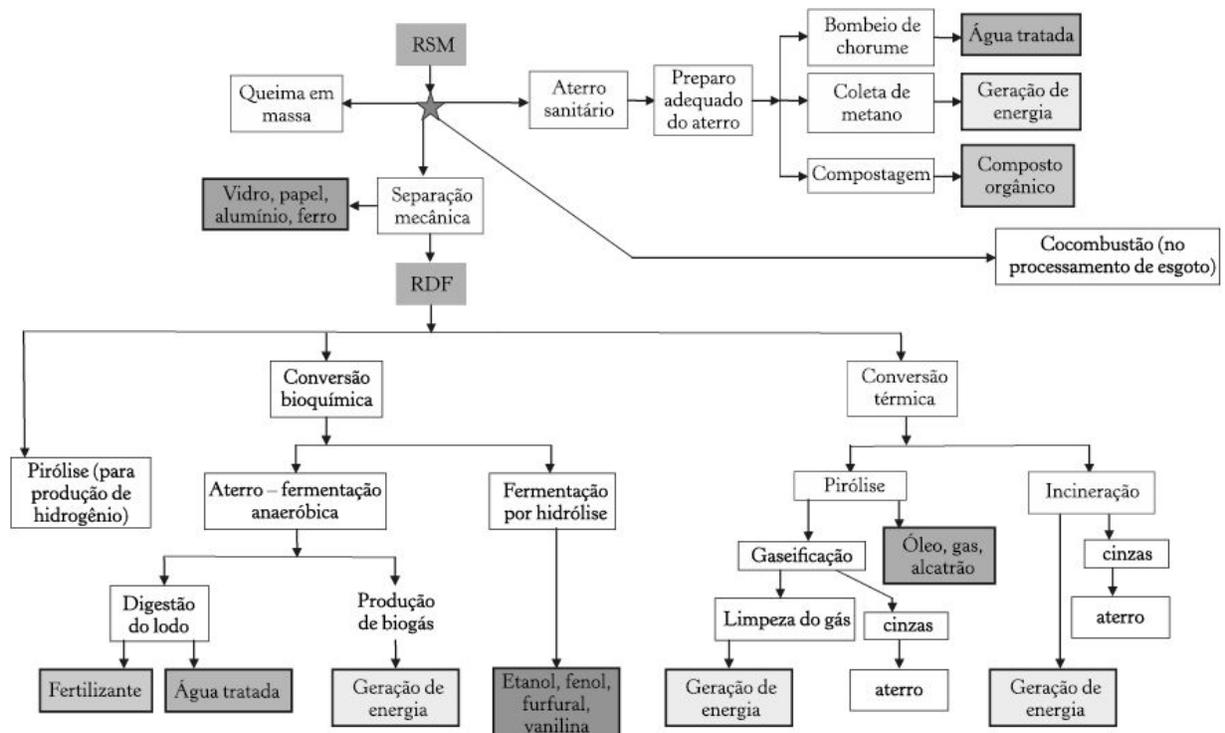


Figura 4.2 – Processamento e produtos obtidos a partir de resíduos sólidos urbanos

Fonte: Adaptado de Pipatti e Savolainen (1996); Fiorucci et al. (2003); Küçük e Demirbaş (1997); Kumar (2000).

De acordo com Fiorucci et al. (2003), considerando-se todas as possibilidades de conversão observadas na Figura 4.2, do total de resíduos sólidos urbanos que entra em semelhante estrutura, frações da vazão de entrada se distribuem em cada uma das unidades e, uma vez que certa parcela é destinada a uma determinada forma de processamento, ela apresenta uma destinação específica que permitirá que certos produtos finais, e não outros, sejam obtidos.

Os resíduos sólidos urbanos, se destruídos sem maior processamento, caracterizam o que se convencionou chamar “queima em massa”. Nesse caso, um processamento mínimo para remover certos itens não combustíveis pode ser admitido, e não há geração de energia a ela associada. O aterramento sanitário, como se observa na Figura 4.2, pode ser realizado tanto antes quanto após a separação mecânica dos resíduos sólidos urbanos. Após a separação mecânica de produtos recicláveis, obtém-se um produto passível de processamento energético, que é o “combustível

derivado de resíduo”, RDF (Residue Derived Fuel); além do processamento energético, destaca-se a obtenção de outros produtos de valor comercial e/ou ambiental, como a produção de compostos orgânicos e fertilizantes, água tratada, produtos químicos (como etanol, fenol, furfural, <sup>20</sup> vanilina, óleo, gás, alcatrão).

As rotas de conversão de biomassas, segundo Küçük e Demirbaş (1997), podem ser estruturadas pelos processos térmicos (termoquímicos), bioquímicos e químicos; no caso dos resíduos sólidos urbanos, todas essas rotas são observadas, e a rota química é aquela correspondente à fermentação por hidrólise, na Figura 4.2. Pode-se observar que a geração de energia é obtida a partir da coleta de gases em aterros sanitários, por incineração, pirólise ou gaseificação (associadas ou não) do RDF. O emprego de RDF para produção de hidrogênio é proposto em Wallman et al. (1998), assim como o emprego de resíduos sólidos urbanos em cocombustão com resíduos de esgoto (combustão combinada, ou *co-firing*) constam do trabalho de Werther e Ogada (1999).

A Figura 4.3 apresenta os principais processos de tratamento do esgoto doméstico que permitem a geração de energia, bem como outros produtos, como água tratada e metanol.

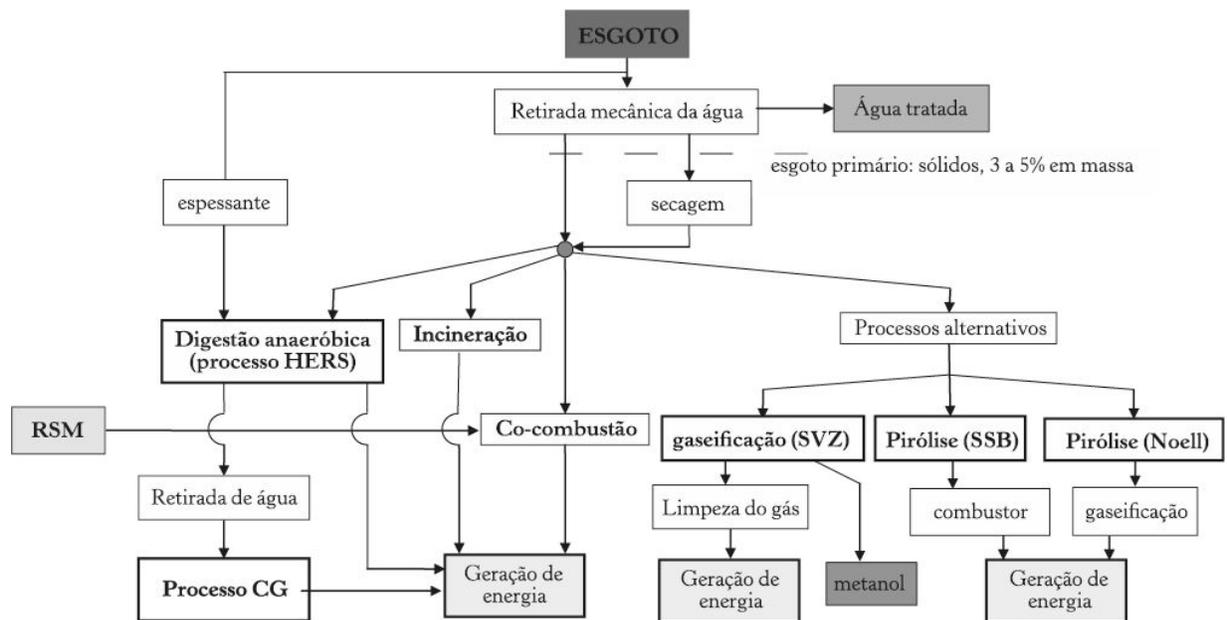


Figura 4.3 – Processamento e produtos obtidos a partir dos resíduos de esgoto

Fonte: Adaptado de Werther e Ogada (1999).

No processamento do esgoto com vistas à geração de energia destacam-se a digestão anaeróbica, a incineração, a cocombustão e os processos alternativos, nos quais se encontram a pirólise e a gaseificação. O inter-relacionamento de resíduos sólidos urbanos com a produção de hidrogênio é apresentado na Figura 4.4.

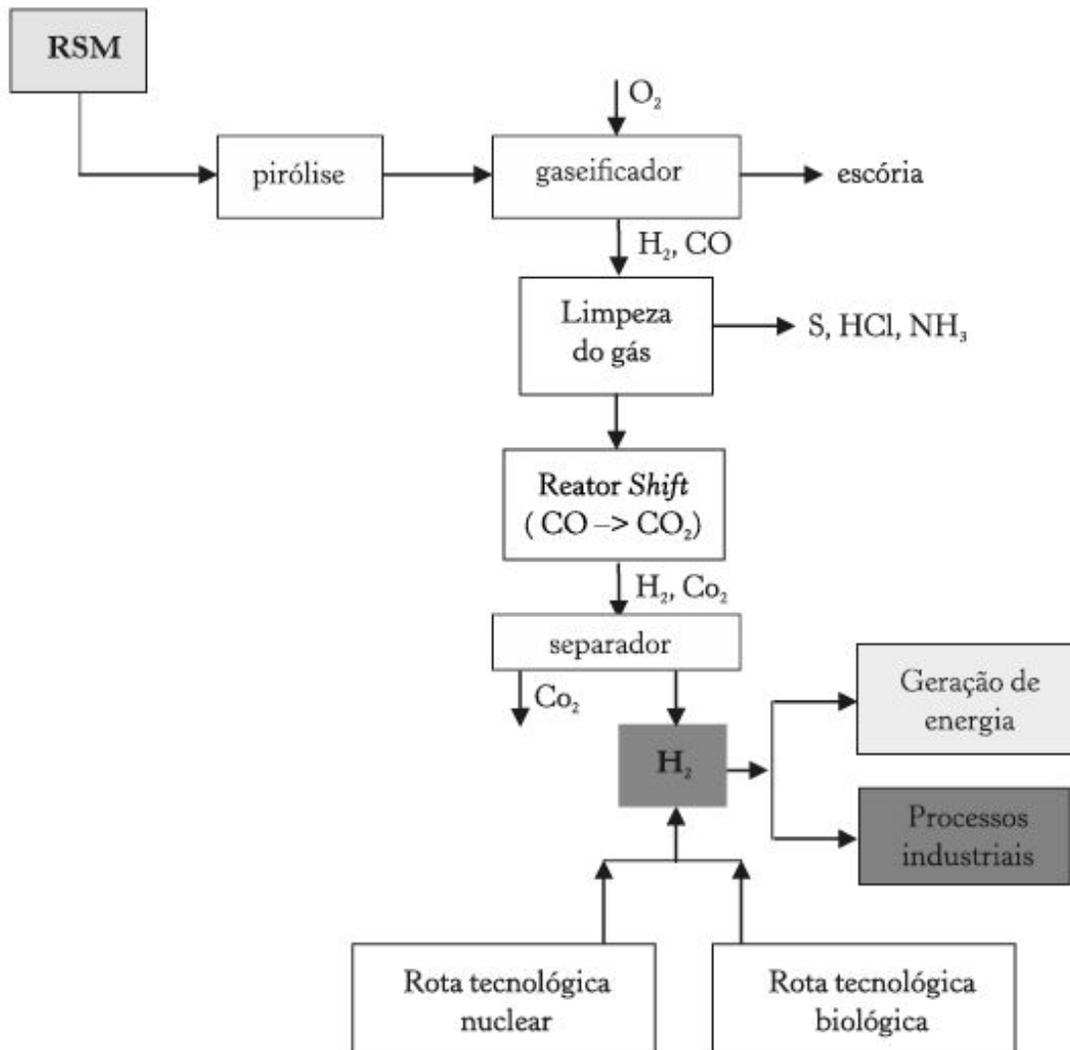


Figura 4.4 – Processamento e produtos obtidos a partir da produção de hidrogênio

Fonte: Adaptado de Wallman et al. (1998).

O problema decorrente da produção de resíduos sólidos urbanos e de lodo de esgoto exige intervenções energética e ambientalmente sustentáveis.

Além disso, o Brasil conta com uma grande biodiversidade, além de dispor de grandes áreas agricultáveis, o que o coloca em uma posição bastante favorável com relação ao aproveitamento de biomassas agrícolas e florestais, bem como de origem animal. Nos itens que seguem, procuram-se evidenciar tais aspectos para cada uma das possibilidades aventadas.

## **Tecnologias de conversão de resíduos sólidos urbanos e lodo de esgoto**

A constante preocupação mundial acerca do declínio das reservas de petróleo, do carvão e do gás natural, bem como a instabilidade de preços que se verifica ao longo do tempo e ao sabor de condições sociais e geopolíticas, tem levado os países a buscar alternativas energéticas, com especial ênfase na proposição de tecnologias renováveis.

Nos dizeres de Hughes (2000, p.462),

a potência gerada a partir de biomassa utiliza tecnologias de combustão, o que poderia fazer com que fosse tomada por uma ‘tecnologia não verde’. Desenvolvimentos correntes incluem a tecnologia da gaseificação; o emprego de gaseificadores não apenas aumenta a eficiência da geração de energia com ciclos combinados; eles também permitem e demandam mais profundo nível de controle de emissões se comparado com tecnologias de combustão direta. Muitos combustíveis derivados de biomassas apresentam significativamente menores potenciais de poluição do ar se comparados a muitos carvões. A biomassa virtualmente não possui enxofre (geralmente menos de 1/100 do carvão), possui baixa taxa de nitrogênio (menos que 1/5 do carvão) e baixo conteúdo de cinzas. Existem exceções, mas que podem ser identificadas e controladas. Comparado ao gás natural, contudo, a

biomassa não pode alegar qualquer vantagem em termos de emissões, exceto para aquelas que contribuem para o efeito estufa.

Como apresentado, algumas tecnologias de conversão energética e de recursos são recorrentes, participando de diferentes rotas tecnológicas, quaisquer que sejam as fontes energéticas consideradas. Desse modo, apresentam-se, na sequência, informações técnicas sobre as principais tecnologias de conversão energética.

### **Incineração com produção de energia**

De acordo com a agência de proteção ambiental norte-americana (EPA, Environmental Protection Agency), *incineração* é a destruição de resíduos sólidos, líquidos e gasosos pela aplicação de calor num sistema de combustão controlada (Cohen, 2004). Brunner (1994) complementa a definição acima afirmando que “incineração é o processo de destruição térmica no qual o resíduo é degradado a uma forma não putrescível pela aplicação e manutenção de uma fonte de calor”. Distinguem-se duas tecnologias no processo de incineração (Kumar, 2000):

- 1) *queima em massa (mass burning)*, tecnologia em que os resíduos sólidos urbanos são destruídos sem separação significativa do combustível. Realizada principalmente a partir do emprego de fornos refratários e fornos rotativos, o sistema conta com grelhas que permite a injeção de ar sobre o leito e uma grande diversidade de formas de alimentação do forno;
- 2) *queima de RDF*, resultado da separação do resíduo sólido urbano que corresponde apenas à parte combustível. O RDF é um produto homogêneo e que, processado para ter suas dimensões reduzidas, apresenta facilidade de combustão, podendo ser comercializado ou queimado em caldeiras com leito fluidizado circulante ou borbulhante em centrais de geração de energia (Waste-To-Energy

Plants, WTE), demandando baixo excesso de ar e permitindo que os equipamentos operem com eficiências maiores que a queima em massa.

Há dois tipos básicos de caldeiras de leito fluidizado, as de leito borbulhante (BFBC, Bubbling Fluidized Bed Combustion) e de leito circulante (CFBC, Circulating Fluidized Bed Combustion). A fornalha de uma caldeira de leito fluidizado apresenta paredes verticais com piso dotado de distribuidores de ar, pelos quais se insere o ar primário da combustão de modo mais ou menos uniforme. Nos casos em que se faz necessária adição de ar secundário, esse é introduzido em seção superior; quando o ar é inserido, o leito em repouso assim se mantém até que a queda de pressão nele se intensifica com o aumento da velocidade do ar injetado. Quando a queda de pressão se iguala ao peso do leito por unidade de área, o leito é suspenso e por ação da vazão de ar começa a se movimentar, cessando de afetar de modo significativo a queda de pressão; diz-se, então, que o leito se encontra fluidizado.

A combustão em caldeiras de leito fluidizado pode ser operada com temperaturas bem abaixo da temperatura adiabática de combustão de cada combustível, de modo típico, entre 800 °C e 900 °C. Algumas das razões para que essa temperatura seja menor incluem os limites das paredes de água do evaporador e dos componentes expostos aos gases de combustão, o abrandamento de cinzas e a captura de enxofre pelo calcário adicionado. Para que se mantenha uma temperatura no leito bem abaixo do nível de temperatura adiabática, cerca de metade do calor resultante da combustão deve ser extraído; nas BFBC isso é feito por trocadores de calor ou paredes de água resfriadas, enquanto nas CFBC são empregadas obstruções nas paredes da fornalha, no *loop* de recirculação.

Na operação típica de uma caldeira de leito fluidizado, o combustível e o calcário ou material inerte são alimentados continuamente, ao passo que as cinzas são retiradas continuamente. Um aspecto particularmente importante está no fato de que, com a queima em leito fluidizado, as temperaturas empregadas para a destruição dos resíduos sólidos urbanos

ficam na ordem de 815 °C a 870 °C, bem abaixo da temperatura mínima necessária para a queima desses mesmos produtos com tecnologias convencionais, da ordem de 980 °C (Anthony, 1995), de modo a assegurar a destruição de gases orgânicos e minimizar as emissões de PCDD (Policlorodibenzeno p-Dioxinas) e CDF (Policlorodibenzeno Furanos). As Figuras 4.5 e 4.6 ilustram as caldeiras de leito fluidizado borbulhante e circulante.

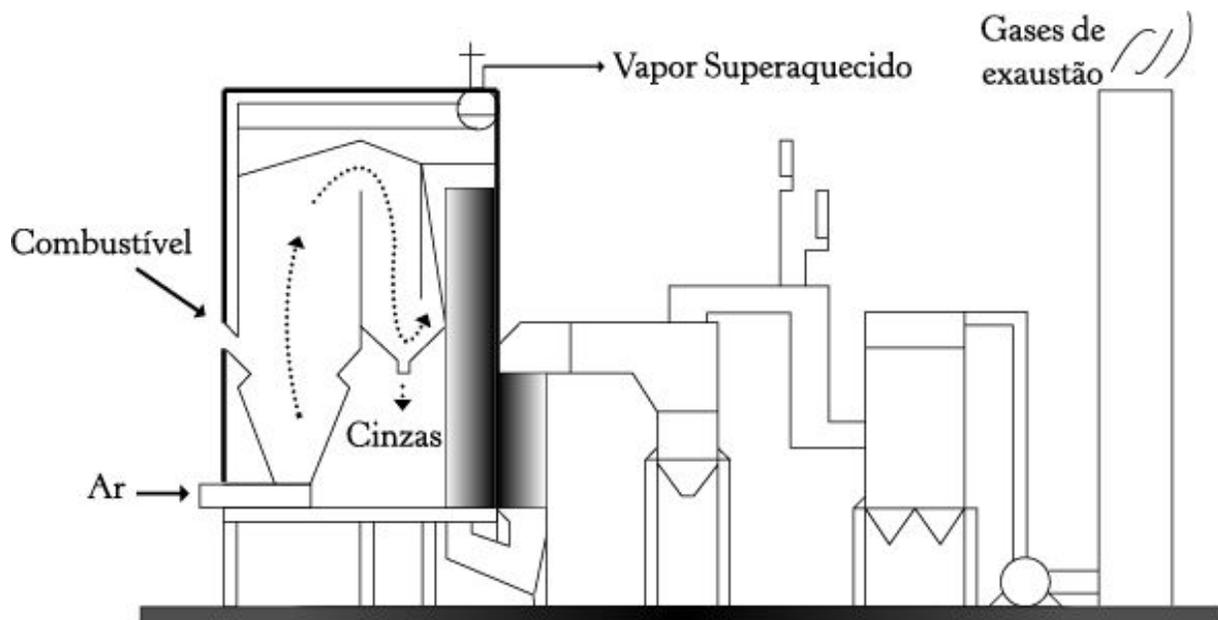


Figura 4.5 – Caldeira de leito fluidizado borbulhante

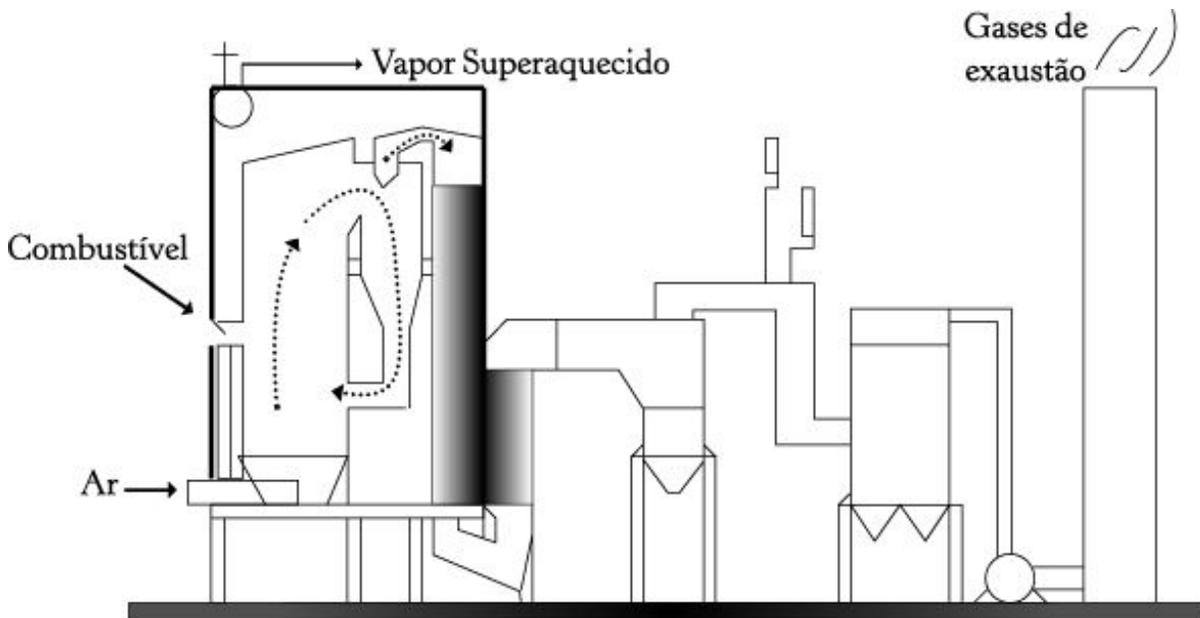


Figura 4.6 – Caldeira de leito fluidizado circulante

De acordo com Rosa (2003), a concepção moderna de incineração de resíduos sólidos urbanos em caldeiras de grelha fixa é baseada em uma queima controlada num sistema que envolve duas câmaras de combustão, sendo a primária a receptora direta do resíduo, com temperaturas entre 500 °C e 900 °C. A alimentação de oxigênio é subestequiométrica para se evitarem gradientes elevados de temperatura, minimizando a volatilização dos metais (chumbo, cádmio, cromo, mercúrio, dentre outros) presentes no lixo, assim como a formação de óxidos nitrosos, que surgem com temperaturas mais elevadas. <sup>21</sup> As unidades WTE operam tipicamente entre 30 MW e 100 MW de capacidade de geração elétrica (Malkow, 2004). A Figura 4.7 ilustra o sistema de dupla câmara do incinerador.

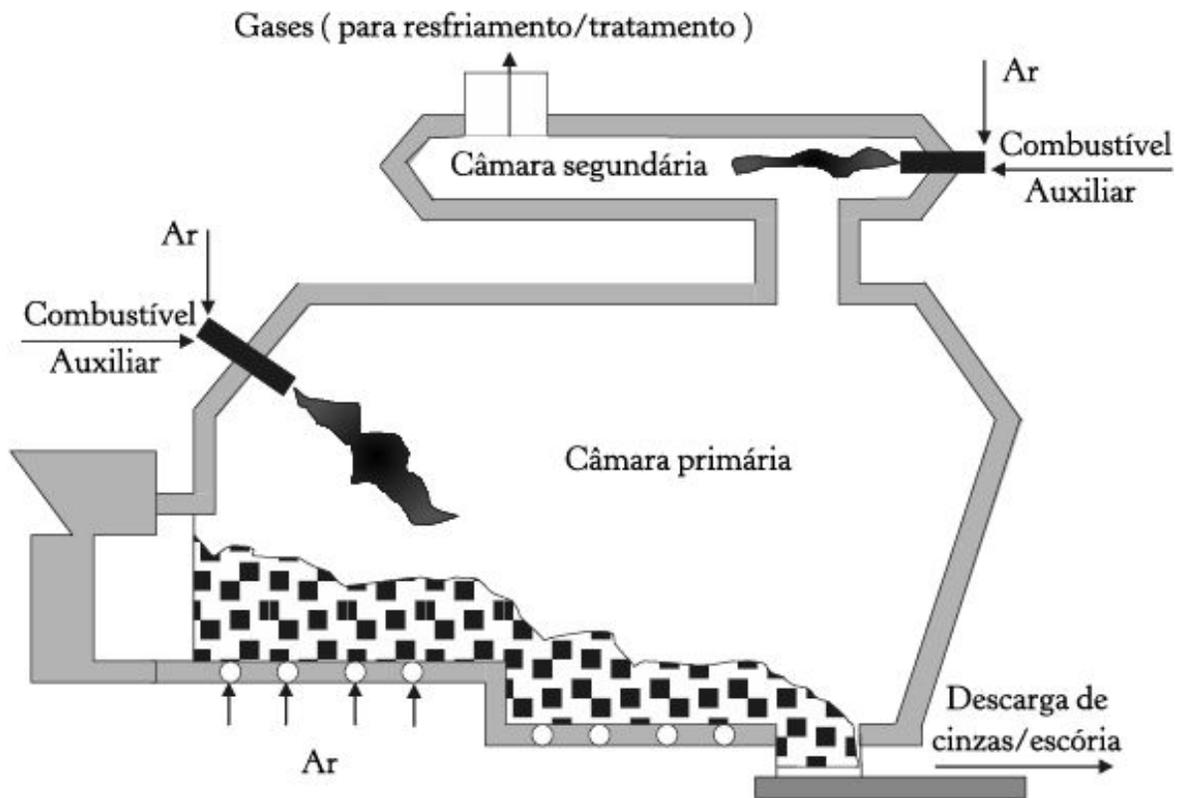


Figura 4.7 – Esquema de incinerador de dupla câmara

A associação de conjuntos a gás com caldeiras convencionais tendo por fornalha um incinerador de resíduos sólidos urbanos é uma possibilidade a ser considerada por representar melhoria de eficiência energética e maior potencial de produção de energia (Otoma et al., 1997). A base para a propositura de tal configuração está no ciclo combinado gás/vapor, e a caldeira de recuperação desse é substituída pela estrutura de geração de vapor composta de incinerador e superaquecedor, conforme Figura 4.8, considerando a possibilidade de emprego das condições expressas na Tabela 4.1. A Figura 4.9 ilustra o ciclo combinado integrando conjuntos a gás, caldeira de recuperação e incinerador, concepção que apresenta a maior eficiência exergética, segundo Balcazar et al. (2013).

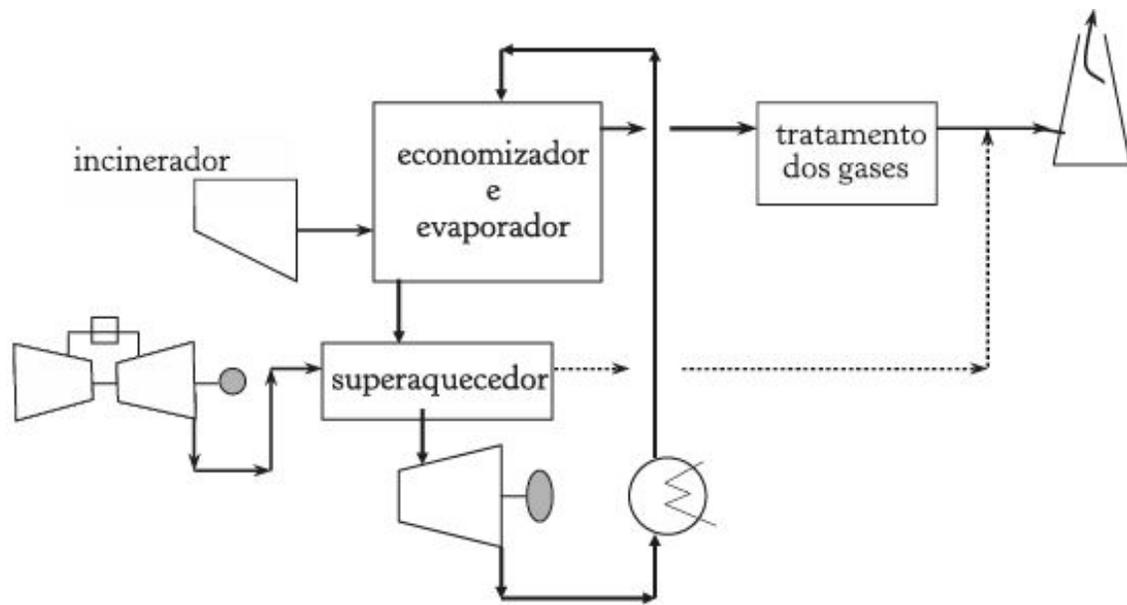


Figura 4.8 – Configuração de ciclo combinado com queima de resíduos sólidos urbanos

Resíduos sólidos podem ser incinerados ou processados de maneira similar a certos combustíveis convencionais pelo fato de apresentarem composição próxima, exceto pela grande concentração de oxigênio e umidade encontrada. A Tabela 4.2 apresenta a composição dos resíduos sólidos urbanos de Altoona, na Pennsylvania, Estados Unidos, em conjunto com valores de referência para combustíveis convencionais, para que o poder calorífico e a composição dos resíduos sólidos possam ser comparados.

Tabela 4.1 – Características do sistema de geração com resíduos sólidos urbanos (Otoma et al., 1997)

Potência do conjunto a gás (MW)	Pressão do vapor (MPa)	Temperatura do vapor ( °C)
6	3,2	320
15	4,8	370
40	6,2	420

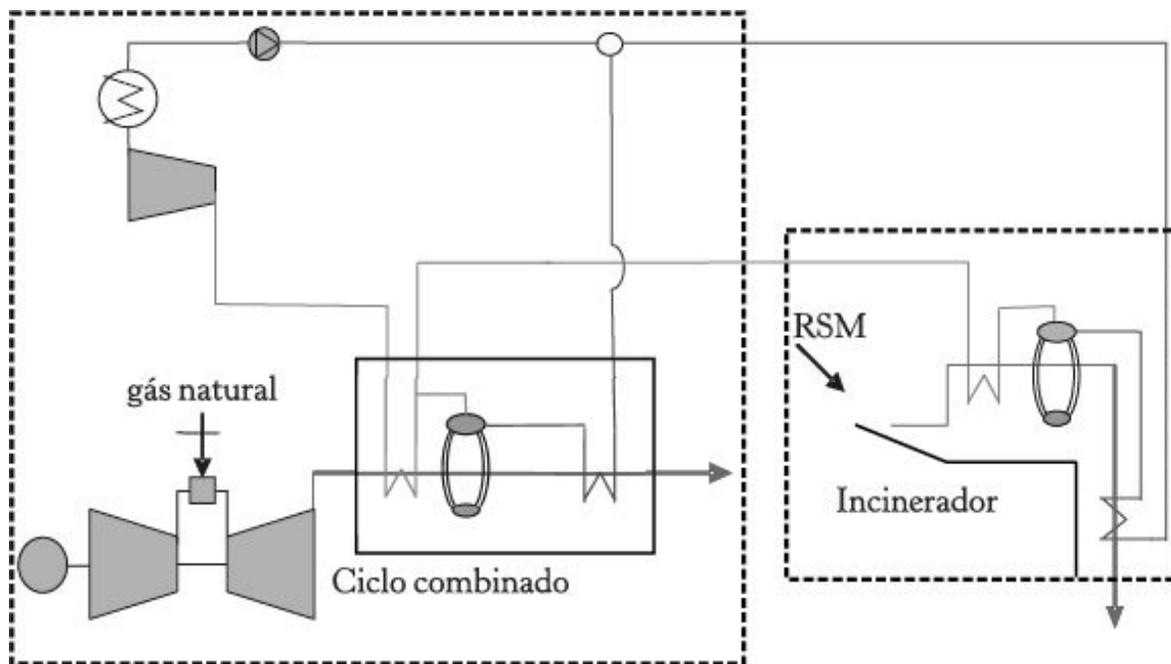


Figura 4.9 – Configuração de ciclo combinado integrado a incinerador de resíduos sólidos urbanos

Fonte: Balcazar et al. (2013).

Tabela 4.2 – Análise de parâmetros para combustíveis convencionais.

Combustível	Umidade	Material Volátil	Carbono Equivalente	Cinzas	H	C	N	O	S	Poder Calorífico (kJ/kg)
	(% )									
Turfa	91,0	5,4	3,0	1,6	5,7	58,0	1,20	35,0	0,11	1267
Madeira	–	81,5	17,5	1,0	6,3	52,0	0,10	40,5	–	9496
Bagaço orgânico	35,0	–	–	–	6,1	47,3	–	35,3	–	9644
Resíduos municipais*	43,3	43,0	6,7	7,0	8,2	27,2	0,70	56,8	0,10	5096
Licor negro	23,2	–	–	10,2	7,2	30,9	0,50	51,2	0,20	5645
Carvão betuminoso	4,0	40,8	52,0	7,2	5,5	76,7	1,35	7,4	1,85	14676
Óleo combustível	0,1	–	–	–	14,2	85,0	–	–	1	21524

Fonte: Anderson e Tielman (1977).

\* O valor depende do teor de umidade e da composição, podendo variar entre 5.000 e 10.000 kJ/kg (Holanda, 2003).

De modo simplificado, Cohen (2004) propõe que a estrutura  $C_6 H_{10} O_4$  seja usada para aproximar a composição química de todos os compostos

orgânicos, entendendo-se aqui relativamente ao RDF. <sup>22</sup> Quando ocorre a combustão na presença de oxigênio em quantidade suficiente, cada mol de  $C_6 H_{10} O_4$  gera 6 moles de  $CO_2$ . Assim, a taxa molar de 1:6 ( $kmol_{\text{combustível}}/kmol_{CO_2}$ ) poderia ser usada para explicar os aspectos ambientais negativos associados às emissões que ocorrem na incineração. Klein (2002, p.13-15) apresenta a estrutura química  $C_6 H_{10} O_4$  como base para estudos com resíduos sólidos urbanos esclarecendo as bases nas quais a mesma foi obtida: a partir da estrutura do lixo descrita por Tchobanoglous et al. (1993), que registra 34,0% de papel, 6,0% de cartões, 7,0% de plásticos, 2,0% de tecidos, 1,0% de borracha, couro e outros, 2,0% de madeira, 2,0% de resíduos de jardim, 9,0% de resíduos alimentares e 17,5% de vidros e metais, Themelis et al., (2002) modelaram as propriedades termodinâmicas dos componentes dos resíduos sólidos urbanos, obtendo as composições moleculares:

Papéis mistos:	$C_6 H_{9,6} O_{4,6} N_{0,036} S_{0,01}$
Plásticos mistos:	$C_6 H_{8,6} O_{1,7}$
Resíduos mistos de alimentos:	$C_6 H_{9,6} O_{3,5} N_{0,28} S_{0,2}$
Resíduos de jardim:	$C_6 H_{9,2} O_{3,8} N_{0,01} S_{0,04}$

De acordo com Biniecka et al. (2005), o conteúdo de  $CO_2$  obtido na destruição de um resíduo sólido urbano, de acordo com a orientação do IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) para 1 tonelada de resíduo, pode ser calculado pela equação (4.1), uma variante da equação (3.3).

$$CO_{2, \text{processo}} = C_T \cdot C_{F, \%} \cdot E_C \cdot \frac{44}{12} \quad (4.1)$$

sendo:

$CO_{2, \text{processo}}$  : emissões de  $CO_2$ , em ( $t_{CO_2}/t_{RSU}$ );

- $C_T$  : conteúdo total de carbono no resíduo sólido urbano (%);
- $C_{F,\%}$  : conteúdo total de carvão como porcentagem do conteúdo total de carbono;
- $E_C$  : eficiência da combustão como porcentagem de carbono convertido em  $CO_2$  ;
- 44/12 : razão entre kmol de  $CO_2$  e kmol de C.

Para os valores discriminados no IPCC *Guidelines* , de acordo com o artigo citado, ou seja,  $C_T = 33\%$ ,  $C_{F,\%} = 30\%$  e  $E_C = 95\%$ , a relação apresenta um valor de  $0,345 \text{ t}_{CO_2} / \text{t}_{RSU}$  ; não há, entretanto, qualquer observação sobre a composição do resíduo. A propósito de se empregar a composição de Cohen (2004), que atribui  $C_6 H_{10} O_4$  à estrutura do RDF, uma análise estequiométrica revelaria valor da ordem de  $1,81 \text{ kg}_{CO_2} / \text{kg}_{RDF}$  . A Tabela 3.2 apresenta fatores de emissão de  $CO_2$  para uma diversidade de combustíveis.

Tecnicamente, a incineração de RDF reduz de modo significativo o volume de material a ser aterrado e libera calor de elevada temperatura, o que torna interessante seu aproveitamento em centrais geradoras de potência WTE para produzir vapor e eletricidade; no entanto, as eficiências térmicas dessas unidades ficam na faixa entre 10% e 15% (Otoma et al., 1997), bem como é necessário limitar a temperatura a  $850 \text{ }^\circ\text{C}$  com tempo de residência de 2 segundos, ou, de modo alternativo,  $1.000 \text{ }^\circ\text{C}$  e tempo de residência de 1 segundo (McKay, 2002).

A efetividade do processo de destruição do RDF está relacionada à combinação de três fatores, conhecidos por 3T, a saber: temperatura na fornalha, tempo de residência dos produtos de combustão na temperatura da fornalha, e turbulência dos gases na fornalha. Desses, apenas a temperatura pode ser significativamente controlada do ponto de vista operacional, ou seja, após a construção da fornalha. O tempo de residência e a turbulência do escoamento dos gases são fixados no projeto do equipamento, podendo

ser controlados em uma faixa limitada a partir da variação da taxa de entrada de ar (Brunner, 1994).

As emissões de dioxinas <sup>23</sup> podem ser minimizadas, com formação de dibenzodioxina e dibenzofurano policlorados em concentrações inferiores a 0,1 ng/m<sup>3</sup> (referido ao valor tóxico equivalente), se as seguintes condições forem alcançadas (McKay, 2002): temperatura de combustão superior a 1.000 °C; turbulência na câmara com número de Reynolds superior a 50.000; tempo de residência da combustão superior a 2 segundos; temperatura de pós-combustão obtido com resfriamento rápido de 450 °C a 200 °C; emprego de sistemas de controle da poluição do ar (lavador de gases semisseco, filtros de manga e injeção de carbono ativado); controle de processo com sistema automatizado, com intertravamentos e desligamento automático da alimentação de resíduos sólidos urbanos.

Outros problemas de ordem ambiental decorrem da incineração, de acordo com Cohen (2004): emissão de SO<sub>2</sub>, HCl, bifenil policlorados, VOC (compostos orgânicos voláteis – Volatile Organic Compounds), material particulado, dioxinas e metais pesados são encontrados nos resíduos das cinzas. De acordo com tal autor, o material particulado com menos de 1 µm de diâmetro é o mais prejudicial à saúde humana e infelizmente os equipamentos de controle da poluição do ar são apenas capazes de filtrar material particulado de 0,25 µm ou mais de diâmetro, lançando as partículas menores que esse valor na atmosfera, as quais podem eventualmente entrar no organismo humano; os sistemas de filtros em incineradores apenas coletariam partículas maiores, tendendo a ter um nível de eficiência de coleta entre 5 % e 30 %.

Uma importante questão para a análise da incineração diz respeito ao baixo poder calorífico apresentado pelos resíduos sólidos urbanos, que isoladamente podem não se mostrar economicamente viáveis (Brunner, 1994). Nesses casos, a queima compartilhada (cocombustão) se mostra uma interessante alternativa. A queima compartilhada de biomassa vegetal com outros combustíveis é uma possibilidade interessante para o emprego de resíduos como fonte energética. No entender de Tillman (2000, p.365-6),

a queima compartilhada é a prática de suplementar um combustível tomado por base do sistema térmico com outro combustível não similar, [...] é uma família de tecnologias que inclui a mistura de biomassa com carvão no seu reservatório, injeção de biomassa em separado na caldeira e gaseificação da biomassa para subsequente queima num sistema de geração de energia.

A literatura registra, além do já citado, outros artigos acerca de queima compartilhada de carvão e biomassas, de algum interesse para uma melhor compreensão desse processo, mormente por ser o primeiro combustível uma fonte energética muito presente na geração termelétrica dos Estados Unidos (Hughes, 2000; Sondreal et al., 2001).

Existem, no entanto, limites técnicos para a aplicação da queima compartilhada de biomassa com outros combustíveis; de acordo com Sondreal et al. (2001), as altas concentrações de sílica, potássio e cloro de certas biomassas herbáceas podem representar deposições e corrosão para processo de combustão em caldeiras. Outra importante limitação é a fração de biomassa que pode ser enviada aos pulverizadores de uma caldeira com queima de carvão betuminoso, correspondente a menos de 4% em massa, ou cerca de 2% em termos de conteúdo calorífico.

Nesse contexto, Hughes (2000) aponta a questão da queda de eficiência das caldeiras como outro fator limitante para a queima compartilhada de biomassa, citando testes e cálculos que confirmam uma queda de 0,3% a 1,0% na eficiência térmica típica desses equipamentos (aproximadamente 85% a 90% para caldeiras a carvão) quando se emprega de 7% a 10% de conteúdo térmico derivado de biomassa, muito embora reconheça que a penalidade tende a ser necessariamente baixa quando se considera o baixo custo da biomassa. Num exemplo em que considera 2% de biomassa para queima em mistura contra 10% de biomassa para queima em separado, ambos em conteúdo térmico, e considerando-se tais valores típicos para caldeiras que queimam carvão pulverizado, o mesmo autor assinala menores custos operacionais e de investimento para a queima em mistura.

Em termos de custos de investimento, a queima em massa apresenta custo médio de US\$ 106.000/tpd (tonelada por dia), numa faixa que vai de US\$ 30.000 a US\$ 210.000/tpd; para a queima de RDF, a variação seria de US\$ 75.000 a US\$ 102.000/tpd (Kreith, 1994). Kumar (2000) relata valores de US\$ 80.000 a US\$ 200.000/tpd para queima em massa e de US\$ 85.000 a US\$ 160.000/tpd para queima de RDF. Nas unidades de queima de RDF, tomada em relação à potência elétrica gerada em um ciclo com eficiência térmica de 27%, Binieka et al. (2005) reportam valores que permitem estimar custos de investimento de US\$ 4.800/kW (tomado em relação à potência elétrica gerada).

Kreith (1994) apresenta uma relação para aproximar os custos de investimento de ambas as tecnologias, a saber:

$$\text{Queima em massa : CI} = 0,24985 \cdot \text{Cap}^{0,86515}, R^2 = 0,871 \quad (4.2)$$

$$\text{Queima de RDF : CI} = 0,053332 \cdot \text{Cap}^{1,0782}, R^2 = 0,748 \quad (4.3)$$

sendo CI o custo de investimento, em US\$ 10<sup>6</sup> (referidos a 1991) e Cap a capacidade de processamento de resíduos sólidos urbanos, em toneladas por dia (tpd). Entende-se que curvas de regressão como as apresentadas correspondem a aproximações razoáveis para uma avaliação preliminar, mas deve-se atentar que são aderentes a um conjunto de empreendimentos norte-americanos, que deve haver alguma defasagem tecnológica e/ou não leva em conta possíveis oscilações do mercado de ferro e aço, e que ao menos uma atualização monetária é necessária. Os gráficos da Figura 4.10 ilustram custos de investimento e operacionais em instalações de incineração sugeridos em World Bank (1999).

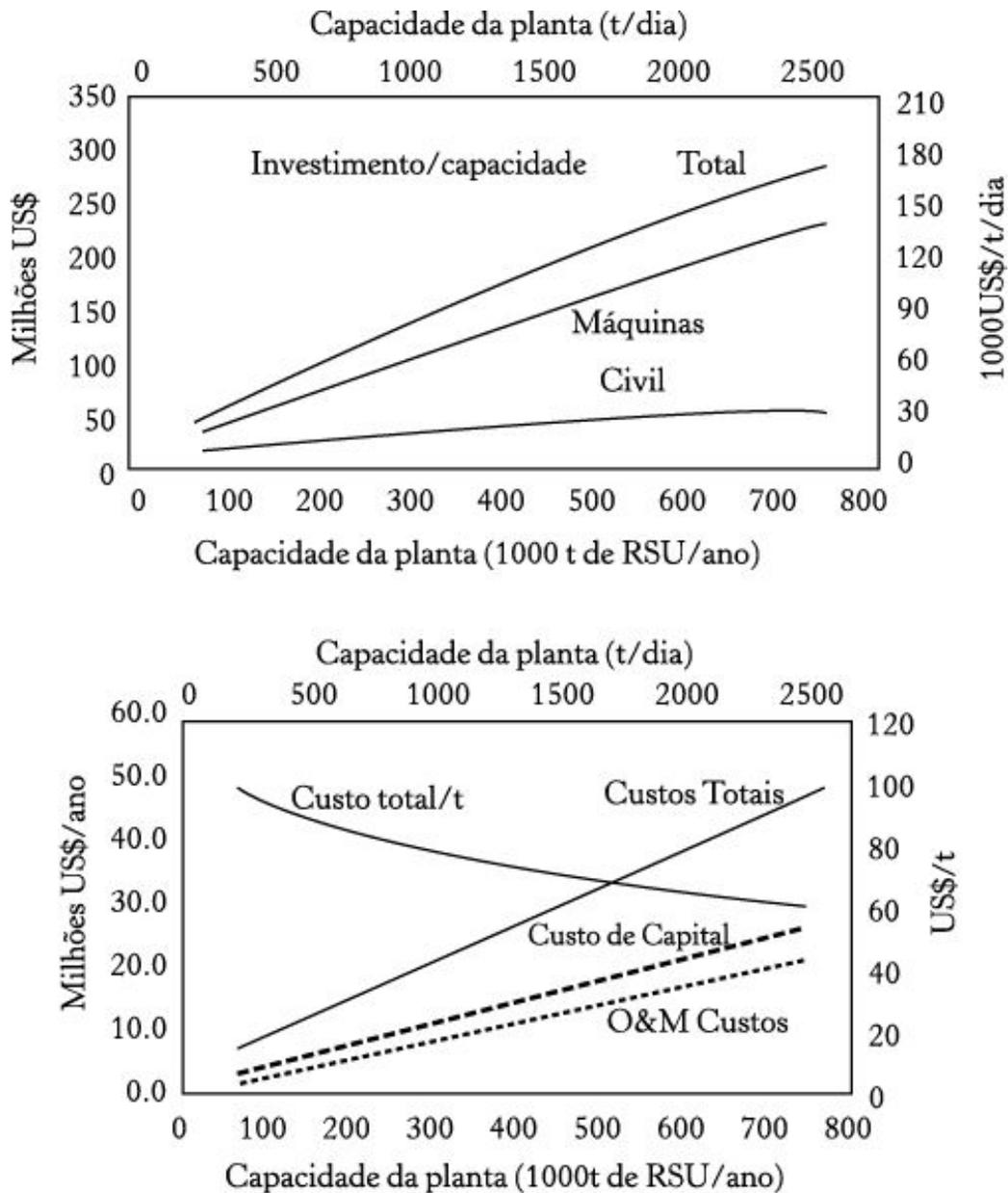
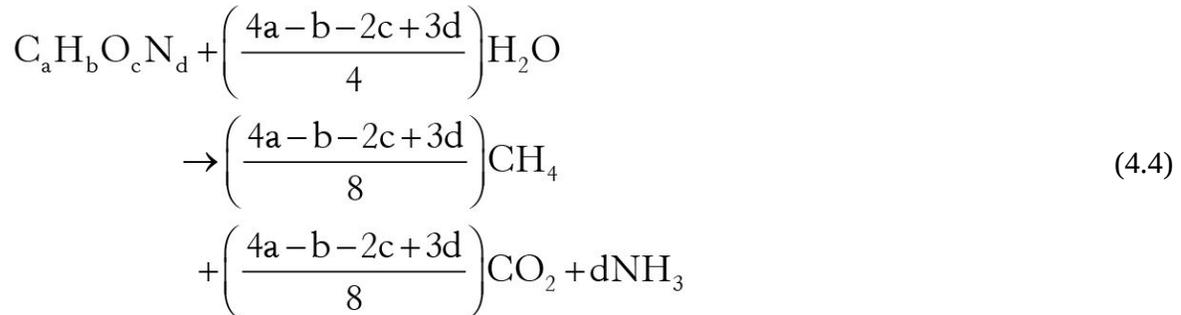


Figura 4.10 – Custos de investimento e operacionais em instalações de incineração

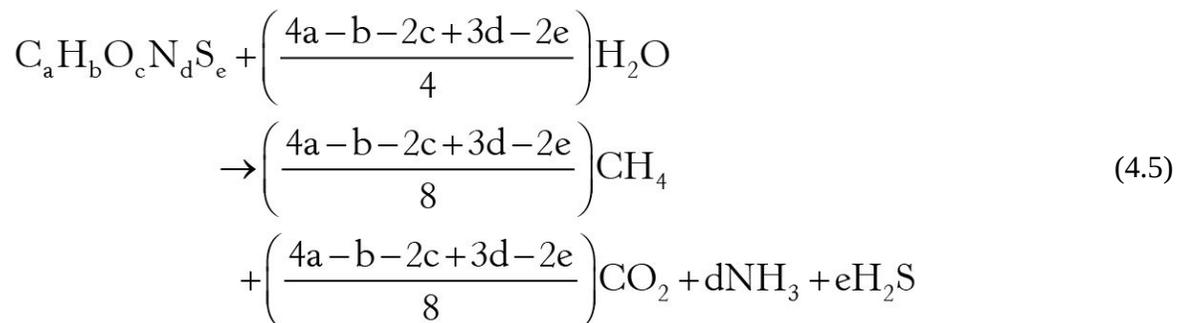
### Aterros sanitários com produção de biogás

Aterro sanitário é o termo utilizado para descrever instalações físicas empregadas para a disposição de resíduos sólidos e restos de outros processos de gestão desses produtos na superfície do planeta. A transformação anaeróbica da porção orgânica dos resíduos sólidos alocados em um aterro pode ser descrita pela reação a seguir apresentada, assumindo-

se que a porção biodegradável da matéria orgânica encontra-se completamente estabilizada e que ocorre em presença de umidade (Tchobanoglous; O’Leary, 1994):



Finnveden et al. (1995) apresentam expressão mais completa para um material orgânico contendo enxofre, válido assumindo-se que condições anaeróbicas definam a degradação e conduzam a uma completa mineralização, além de que nenhuma porção do material degradado seja usado para a síntese celular.



O gás obtido em aterros sanitários é composto por uma mistura de 50% de  $CH_4$ , 45% de  $CO_2$  e 5% de  $H_2S$  (Rosa, 2003). O solo onde o aterro sanitário será implantado deve ser impermeabilizado e provido de um sistema de drenagem para coleta de líquidos gerados na decomposição do lixo, o chorume. Dessa forma, evita-se que tais líquidos se infiltrem no solo, contaminando as águas subterrâneas. O chorume coletado deve ser tratado antes de ser descartado. Os aterros sanitários devem necessariamente prever uma forma de esgotamento dos gases gerados na decomposição dos resíduos sólidos urbanos; [24](#) esses gases possuem grande concentração de

metano, razão pela qual podem ser aproveitados para a geração de calor ou locomoção de veículos.

O aterro sanitário costuma ser a alternativa técnica mais barata para a destinação do lixo, o que não significa que seja a mais favorável do ponto de vista ambiental. A implantação de um aterro sanitário não exige grandes investimentos por parte das prefeituras, comparativamente a outras formas de biorremediação dos resíduos sólidos urbanos, sendo essa uma das razões de seu uso em grande escala em todo o mundo. Outra vantagem dessa técnica é o fato de o aterro permitir o recebimento de lixo em quantidades variáveis, o que, principalmente em cidades turísticas, com flutuações sazonais de população, representa um benefício singular. As principais desvantagens dos aterros sanitários referem-se ao incômodo que causam às populações vizinhas e aos riscos de contaminação do solo e das águas subterrâneas que oferecem. <sup>25</sup> Com técnicas apropriadas e cuidados na operação, tais incômodos e riscos podem ser minimizados.

Após o encerramento de seu preenchimento (que deve seguir um controle rigoroso do aproveitamento dos espaços e preferencialmente permitir a “rastreadibilidade” dos resíduos, ou seja, sua origem através da rota de coleta, identificação do veículo coletor e data de coleta), o aterro pode receber vegetação, podendo a área ser utilizada como parques, quadras esportivas ou outros usos que não exijam edificações. Entretanto, durante pelo menos vinte anos após o seu encerramento, um aterro sanitário deve ter os sistemas de coleta de chorume e de gases em bom estado de conservação, evitando assim problemas graves pela falta de manutenção no sistema.

Estudos visando o aproveitamento dos gases coletados para a geração de energia devem ser realizados caso a caso, e para tanto têm sido desenvolvidos para diferentes localidades (Mendes, 2005; Ensinas, 2003). Para uma avaliação preliminar, o Banco Mundial propõe que seja estimada a porcentagem de resíduos domésticos, de resíduos inertes e a parcela referente aos resíduos industriais e comerciais/institucionais (que não contribuem para a produção de gases ou os produzem em menor

quantidade, respectivamente) com os quais se determina o fator de ajuste da capacidade do aterro (World Bank/Esmap, 2004).

Na etapa seguinte, o aterro deve ser avaliado como seco ou úmido, em razão da precipitação local e da capacidade de retenção da água no solo: de uma forma geral, a referência em análise sugere que o local seja classificado como relativamente seco se a precipitação for menor que 500 mm/ano; relativamente úmido se for entre 500 mm/ano e 1.000 mm/ano; úmido se a área apresentar precipitação superior a 1.000 mm/ano.

Modelos cinéticos de primeira ordem são também empregados para que se estime o decaimento da disponibilidade de metano no aterro sanitário ao longo do tempo, a partir do ponto em que o aterro é fechado; para isso, emprega-se a relação proposta pela EPA, conhecida como modelo Scholl-Canyon (World Bank/Esmap, 2004), conforme equação (4.6).

$$Q_{CH_4,i} = kL_o m_i e^{-kt} \quad (4.6)$$

sendo:

$Q_{CH_4, i}$  : a quantidade de metano produzida no ano  $i$  a partir da  $i$ -ésima seção dos resíduos;

$k$ : a constante de geração de metano (valor padrão: 0,05);

$L_o$  : o potencial de geração de metano (valor padrão:  $170 \text{ m}^3_{CH_4} / t_{\text{resíduo}}$ );

$m_i$  : a massa de resíduo disposto no ano  $i$ ;

$t$ : o número de anos após o fechamento do aterro.

De todo o metano produzido em um aterro sanitário, uma estimativa preliminar acusaria que cerca de 50% é recuperado e queimado, e da porção restante que é perdida, algo em torno de 15% é oxidado no material da cobertura do aterro (Finnveden et al., 1995); valor semelhante é apresentado em Rosa (2003, p.96). Pipatti e Savolainen (1996, p.1112) utilizam eficiência de 40% para a coleta de metano em aterros sanitários no segundo cenário de seu estudo. É uma prática típica assumir que o gás gerado no aterro sanitário consiste de 50% de metano e 50% de dióxido de carbono, de modo que o total de gás produzido é igual a duas vezes a quantidade de

metano calculada na equação 4.6. Os valores recomendados para as constantes  $k$  e  $L_0$  são indicadas nas Tabelas 4.3 e 4.4.

Tabela 4.3 – Valores sugeridos para a constante  $k$

Tipo de resíduo	Faixa dos valores de $k$		
	Relativamente inerte	Moderadamente decomponível	Altamente decomponível
<b>precipitação anual</b>			
< 250 mm	0,01	0,02	0,03
> 250 a <500 mm	0,01	0,03	0,05
> 500 a < 1.000 mm	0,02	0,05	0,08
>1000 mm	0,02	0,06	0,09

Fonte: World Bank/Esmap (2004).

Tabela 4.4 – Valores sugeridos para a constante  $L_0$

Categoria do resíduo	Mínimo valor	Máximo valor
Relativamente inerte	5	25
Moderadamente decomponível	140	200
Altamente decomponível	225	300

Fonte: World Bank/Esmap (2004)

A Figura 4.11 representa a curva de produção de potência elétrica ao longo de um período de cem anos para um aterro sanitário sugerido para Guaratinguetá (SP) e região (Mendes, 2005). Observa-se que a curva é crescente de modo quase linear ao longo dos vinte anos previstos para que o aterro atinja o limite de sua saturação; após esse tempo, a curva apresenta comportamento decrescente de acordo com a curva de decaimento do modelo Scholl-Canyon. A partir da disponibilidade de gás de aterro, calculou-se a disponibilidade energética em termos da potência elétrica útil a ser disponibilizada por meio de motores de combustão interna.

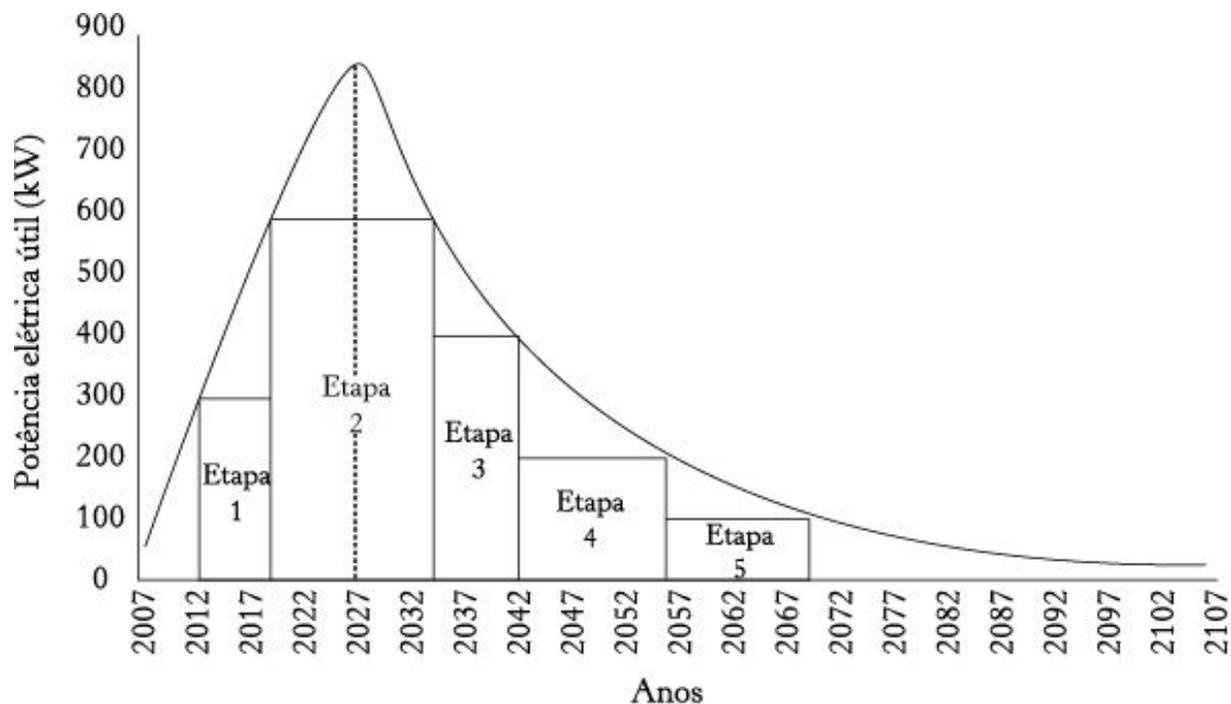


Figura. 4.11 – Curva de potência elétrica útil em horizonte de cem anos

Fonte: Mendes (2005).

Do ponto de vista técnico, julga-se importante que sejam estabelecidos valores relativos à produção de gases passíveis de conversão energética em aterros sanitários, ao menos para uma avaliação preliminar. Pipatti e Savolainen (1996, p.1112) apresentam no primeiro cenário considerado em seu trabalho os seguintes valores relativos à *taxa de produção de metano em aterros sanitários* : 60 kg de CH<sub>4</sub> por tonelada de resíduo seco, ou 42 kg de CH<sub>4</sub> por tonelada de resíduo úmido, ou 214 kg de CH<sub>4</sub> por tonelada de carbono orgânico degradável presente nos resíduos. Guzzone e Schlagenhauf (2007) estimam que cada um milhão de tonelada de resíduo sólido urbano em aterro sanitário produza 11.600 m<sup>3</sup> de gás, o que equivale a 0,8 MW (elétricos). Mais uma vez se observa que deve ser levado em conta o fato de que tais valores podem ser aderentes a um ou mais empreendimentos, devendo seu emprego se fazer com o devido cuidado da avaliação de cada caso.

## Compostagem e lodo de esgoto com produção de biogás

Os processos de conversão bioquímica associados à biomassa permitem convertê-la em gás, resíduos (composto ou fertilizante) e água pelo uso de microrganismos. Os processos bioquímicos podem ser (Küçük; Demirbaş , 1997):

- fermentação aeróbica, que produz composto, dióxido de carbono e água;
- fermentação anaeróbica, que produz fertilizante e gás ( $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$ ); e
- fermentação alcoólica, que produz etanol ( $\text{C}_2 \text{H}_5 \text{OH}$ ), dióxido de carbono e resíduos.

A compostagem consiste na decomposição biológica de frações orgânicas biodegradáveis de resíduos sólidos urbanos em condições controladas; a formação do composto a partir de resíduos sólidos de esgoto é um processo bioquímico no qual a decomposição da matéria orgânica é realizada pela ação de micróbios, e a aceleração desse processo é possível pelo estabelecimento de condições adequadas ao metabolismo dos mesmos. O produto final do processo de compostagem é uma matéria prima similar ao fertilizante.

Originalmente, a compostagem foi classificada como aeróbica (com a presença de oxigênio) e anaeróbica (sem a presença de oxigênio) e muitos argumentos em favor de uma ou de outra forma operacional foram apresentados. Para Dias et al. (1994), a abordagem aeróbica se tornou usual e a tendência é definir-se compostagem como decomposição aeróbica, que se realizaria de acordo com quatro fases distintas, que se sucedem numa ordem de evolução do desenvolvimento das populações de microrganismos. A temperatura do composto se eleva da condição ambiente ( $20\text{ }^\circ\text{C}$ ) até  $75\text{ }^\circ\text{C}$  em dez dias, nas duas primeiras fases, oscila em torno de  $60\text{ }^\circ\text{C}$  nos primeiros trinta dias e nos trinta dias seguintes a temperatura decai a  $20\text{ }^\circ\text{C}$ .

Para Slupek et al. (2000), o método mais efetivo para converter o lodo de esgoto em composto é o método anaeróbico/aeróbico. O resíduo, depois de retirada a água, é misturado a resíduos que sejam fontes de carbono orgânico, como biomassas, papel ou carvão, cuja influência é essencial pelo impacto que causa na razão carbono/nitrogênio do composto. Com isso,

acelera-se a formação de fungos e bolor, diminuindo a concentração em massa de metais pesados no composto a valores permissíveis, o que é relevante para o uso do composto como combustível.

Durante o estágio inicial, anaeróbico, a temperatura de entrada do resíduo aumenta até 60 °C, causando uma pasteurização parcial dos depósitos e aumentando o número de bactérias. No segundo estágio (aeróbico), ar é soprado sobre as pilhas de compostos de modo a acelerar a decomposição dos compostos orgânicos. Um estágio posterior de tratamento pela granulação e emprego de aditivos artificiais para obter algum tipo de fertilizante, ou briquetes, é bastante utilizado. Neste último caso, pode-se obter um combustível alternativo com poder calorífico inferior maior que 10.000 kJ/kg (Slupek et al., 2000).

Nem todo o composto produzido é passível de comercialização, seja por dificuldades técnicas (impossibilidade de garantia de eliminação de toxicidade do composto, o que impede seu emprego em certas culturas agrícolas, por exemplo), seja por dificuldades de penetração no mercado (falta de estrutura de escoamento do produto, descrédito de sua qualidade, preço não compatível com o mercado, dentre outros), e tal fato faz que seja utilizado como cobertura de aterros sanitários; no entendimento de Porteus (2001), esse seria o seu uso predominante.

Em sistemas de esgoto, é preciso considerar-se tanto a *produção de gás metano* quanto a do *lodo de esgoto*. De acordo com Shen e Zhang (2005), a análise final do lodo de esgoto e de porções orgânicas em decomposição é apresentada de acordo com os valores da Tabela 4.5; o lodo de esgoto foi seco até que fosse alcançada uma umidade de 5% enquanto a porção orgânica em decomposição atingiu umidade de 4,2%. O poder calorífico superior do lodo de esgoto foi estimado em 20,90 MJ/kg e o do resíduo orgânico em decomposição de 15,76 MJ/kg.

Tabela 4.5 – Análise final de lodo de esgoto e porção orgânica em decomposição (%)

	C	H	N	S	O	Cl
Lodo de esgoto	54,14	7,43	6,04	0,66	31,60	0,13
Resíduo orgânico em decomposição	52,74	6,76	1,61	0,11	38,50	0,26

Segundo Brunner (1994), pode-se estimar a produção de lodo de esgoto à taxa de 0,2 lb/hab.dia (90 g/hab.dia). É forçoso observar que valor dessa natureza deve ser considerado uma primeira referência, posto que não leva em conta características alimentares e hábitos da população, pelo que certa variabilidade deve ser observada quando da estimativa da disponibilidade desse recurso para a geração de energia, <sup>26</sup> numa faixa entre 70 g/hab.dia a 100 g/hab.dia.

Do ponto de vista ambiental, os sistemas bioquímicos estão, segundo Küçük e Demirbaş (1997), entre as mais promissoras alternativas ambientalmente sustentáveis para a redução dos níveis atmosféricos de dióxido de carbono; a biomassa pode agir como um reservatório de carbono ou como substituição direta de combustíveis fósseis sem contribuição líquida de CO<sub>2</sub> atmosférico se produzido de forma sustentável. Pelos resultados de Slupek et al. (2000), os fatores de emissão de NO<sub>x</sub>, CO e particulados, relativamente à queima de 1 tonelada de briquetes de compostos de lodo de esgoto, são 0,87 kg de NO<sub>x</sub> /t (~0,09 g/MJ), 1,13 kg de CO/t (~0,12 g/MJ) e 0,021 kg de particulado/t.

O trabalho de Werther e Ogada (1999) apresenta uma extensa discussão acerca de outras tecnologias empregadas para o processamento dos resíduos de esgoto. Em face da sua citação na Figura 4.3, apresentam-se na sequência os processos HERS, SSB, SVZ e Noell.

- *Processo HERS (Hyperion Energy Recovery Systems)*: sistema implantado em Los Angeles, CA, EUA, para gerenciar e recuperar energia de 405 t/dia de lodo de esgoto seco produzido pela estação de tratamento de esgoto municipal; o esquema da Figura 4.12 ilustra o processo HERS, que utiliza o lodo de esgoto para geração de energia em ciclo combinado operando em cogeração, sendo o vapor gerado enviado a uma unidade de secagem da torta de lodo, através do processo C-G (*Carver-Greenfield*), apresentado na Figura 4.13. O combustível gerado no processo C-G contém 87% de lodo de esgoto sólido, 9% de óleo e 4% de água, com poder calorífico de 16,7 MJ/kg a 18 MJ/kg.

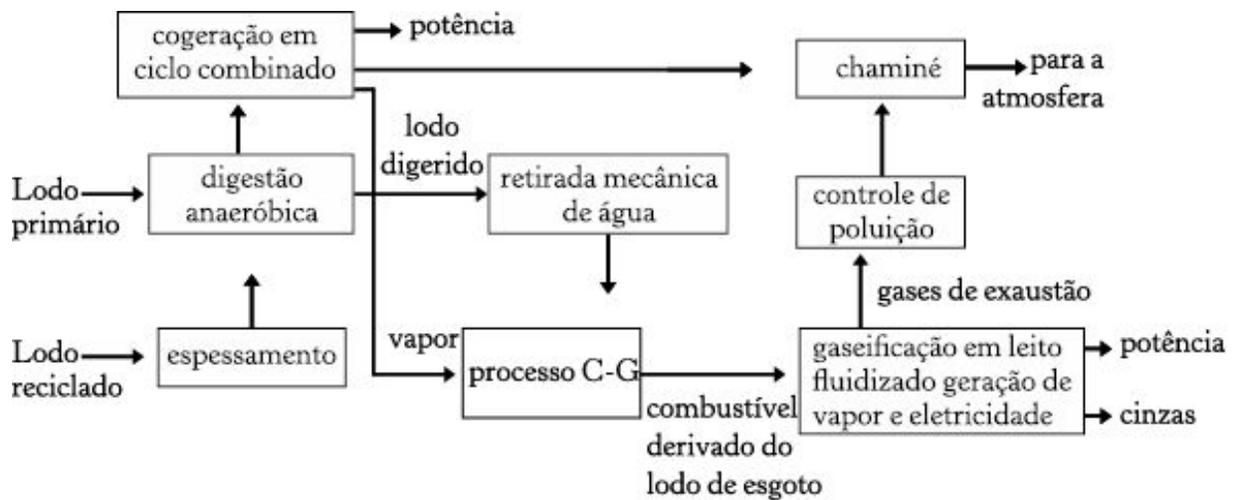


Figura 4.12 – Esquema do processo HERS

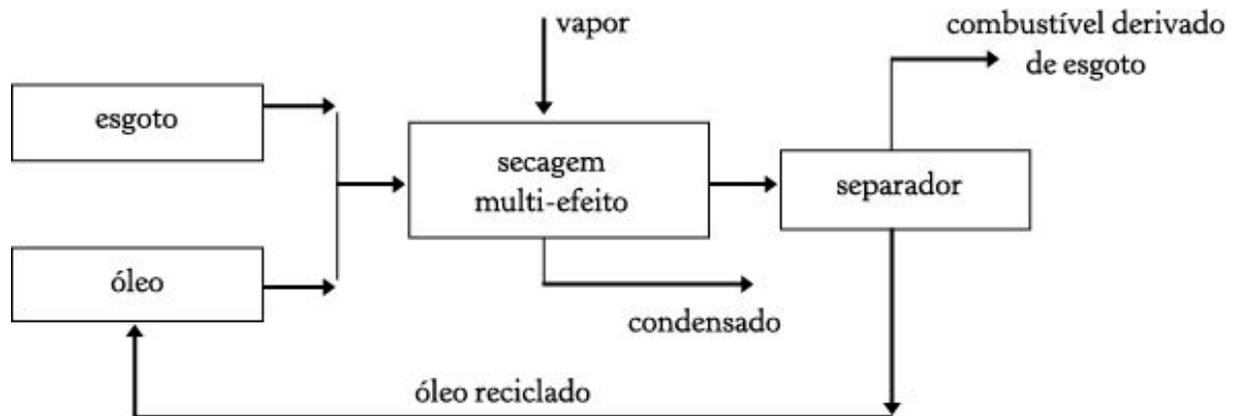


Figura 4.13 – Esquema do processo C-G

- *Processo SSB (Siemens Schwel-Brenn)*: essa tecnologia foi testada em planta piloto em Ulm-Wiblingen, sendo a primeira unidade em grande escala comissionada em Furth, Alemanha, com capacidade de 100.000 t/ano com combustão combinada de 22.000 t/ano de lodo de esgoto. A Figura 4.14 apresenta o esquema correspondente ao processo SSB.

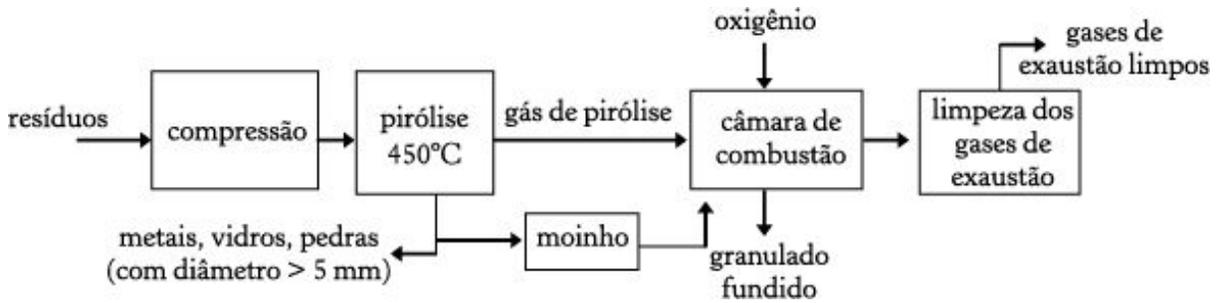


Figura 4.14 – Esquema do processo SSB

- *Processo SVZ (Sekundärrohstoff Verwertungszentrum)*: tecnologia alemã na qual o gás formado pelo processo de gaseificação consiste de  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$ , assim como óleo leve e alcatrão. O gás é limpo pela remoção de óleo leve e tar, que é gaseificado junto com outros resíduos líquidos em temperaturas entre  $1.600\text{ }^\circ\text{C}$  e  $2.000\text{ }^\circ\text{C}$ . Os gases de síntese são usados para produção de metanol e geração de energia. A Figura 4.15 apresenta o esquema correspondente ao processo SVZ.

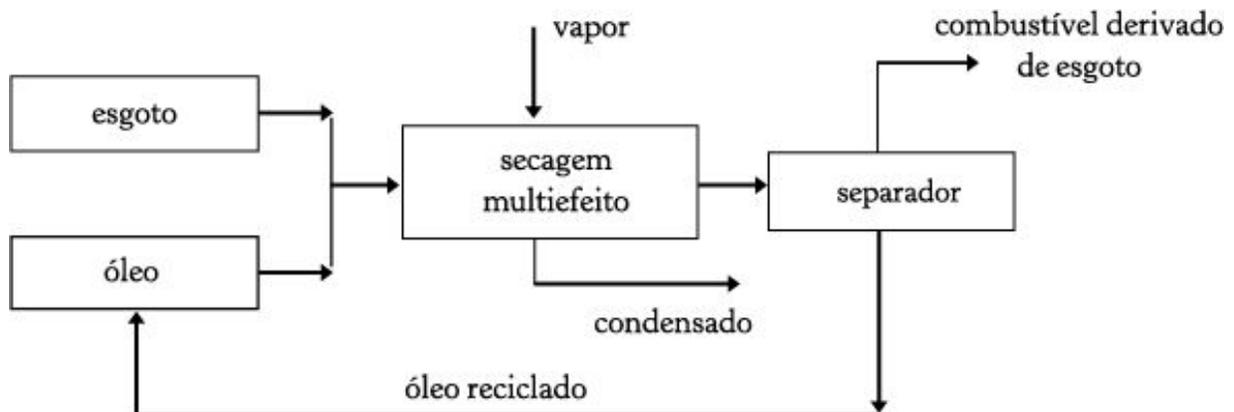


Figura 4.15 – Esquema do processo SVZ

- *Processo Noell*: uma unidade piloto foi construída em Freiburg, na Alemanha, em 1979, e uma unidade de 130 MW encontra-se em operação em Berlim, Alemanha, desde 1988. O principal produto desse processo é o gás de síntese, que é composto basicamente de  $\text{CO}$  e  $\text{H}_2$  e pode ser usado para geração de energia em turbinas a gás.

A Figura 4.16 apresenta o esquema correspondente ao processo Noell.

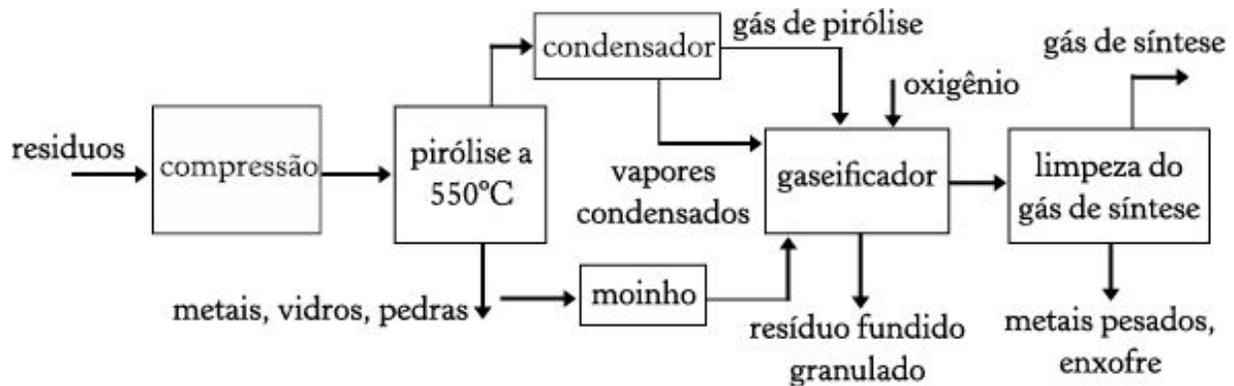


Figura 4.16 – Esquema do processo Noell

A tecnologia Dranco (Dry Anaerobic Composting), desenvolvida na década de 1980 por pesquisadores belgas, disponível a partir da década de 1990 por conta de intrincadas questões jurídicas, é apontada por Rosa (2003) como uma alternativa eficaz para se equacionar a questão do lixo urbano. A diferença básica entre a tecnologia Dranco e os demais processos anaeróbicos estaria no fato de ela operar com a fração orgânica em estado sólido, com 65% de umidade, e somente com fermentação termofílica, a 55°C, enquanto as demais operam em ambientes aquosos (95% de umidade), necessitando de agitação interna e com fermentação criofílica e mesofílica, com temperatura máxima de 37 °C. A Figura 4.17 apresenta os fluxos e produtividade da tecnologia Dranco.

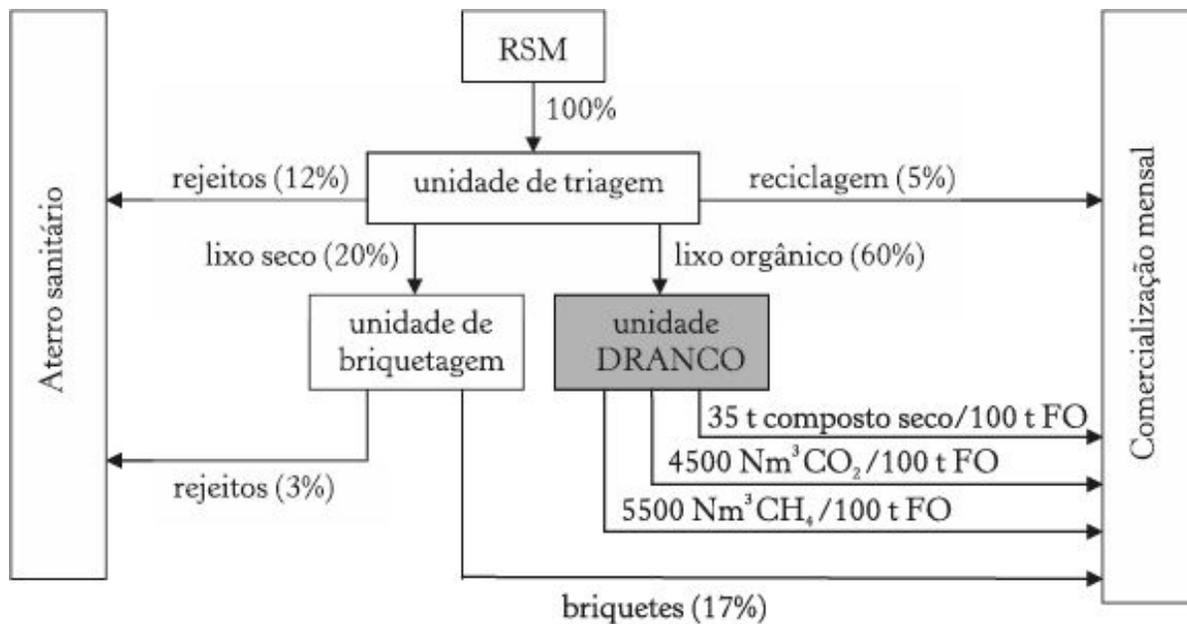


Figura 4.17 – Esquema de fluxos e produtividade da tecnologia Dranco

Nota: FO: fração orgânica compostável, composta de resíduos de alimentação, podas de jardins, papéis úmidos.

## Gaseificação e pirólise de resíduos sólidos urbanos

A gaseificação de combustíveis sólidos é um processo realizado com o objetivo de produzir um combustível gasoso com melhores características de transporte, melhor eficiência de combustão e que também possa ser utilizado como matéria-prima para outros processos. Consiste em um processo de conversão de combustíveis sólidos em gasosos, por meio de reações termoquímicas, envolvendo vapor, ar ou oxigênio em quantidades inferiores à estequiométrica.

Um gaseificador consta essencialmente de processo de pirólise <sup>27</sup> no primeiro estágio, seguido de reações de elevada temperatura dos produtos da pirólise para gerar gases de baixo peso molecular, como CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> e N<sub>2</sub>, cujas proporções variam de acordo com as condições do processo, particularmente se ar ou oxigênio está sendo usado na oxidação. O gás então produzido apresenta um poder calorífico de 4.200 a 5.020 kJ/Nm<sup>3</sup> (Kumar, 2000). <sup>28</sup> Uma variante da gaseificação, a hidrogaseificação,

consiste em um processo de gaseificação exotérmico no qual os hidrocarbonetos são transformados em estruturas mais simples, como o metano, em uma atmosfera com hidrogênio.

De acordo com Porteus (2001), o termo gaseificação é empregado de forma geral para designar um amplo espectro de opções de conversão térmica de resíduos sólidos urbanos, desde a pirólise até a gaseificação decorrente da combustão parcial dos componentes carbônicos do material de entrada. O processo ocorre nas seguintes faixas: entre 400 °C e 600 °C, na proporção de 60% gás e 40% sólidos; entre 600 °C e 800 °C, com 80% gás e 20% sólidos, até atingir entre 900 °C e 1.600 °C, dependendo da quantidade de ar ou oxigênio empregado.

A composição dos gases e a produção concomitante de combustíveis sólidos (carvão) e líquidos condensáveis dependem dos seguintes fatores: tipo de forno de gaseificação, forma de fornecimento de energia ao processo, introdução ou não de vapor de água junto com o comburente, tempo de retenção da carga, sistema de retirada de gases e outros produtos, da matéria orgânica utilizada (Piffer, 1999). De maneira geral, os gaseificadores podem ser classificados como de leito fixo e de leito fluidizado e quanto à pressão de funcionamento podem ser atmosféricos ou pressurizados.

Os gaseificadores de leito fixo apresentam uma grelha para sustentar o material a ser gaseificado e manter uma zona de reação estacionária. São relativamente simples para projetar e operar, sendo utilizados para atender necessidades energéticas de pequena e média escala; entretanto, é difícil manter a temperatura de operação em condição uniforme, bem como assegurar uma mistura adequada do gás na zona de reação. Os dois modelos típicos são o *downdraft* e o *updraft*, apresentados na Figura 4.18.

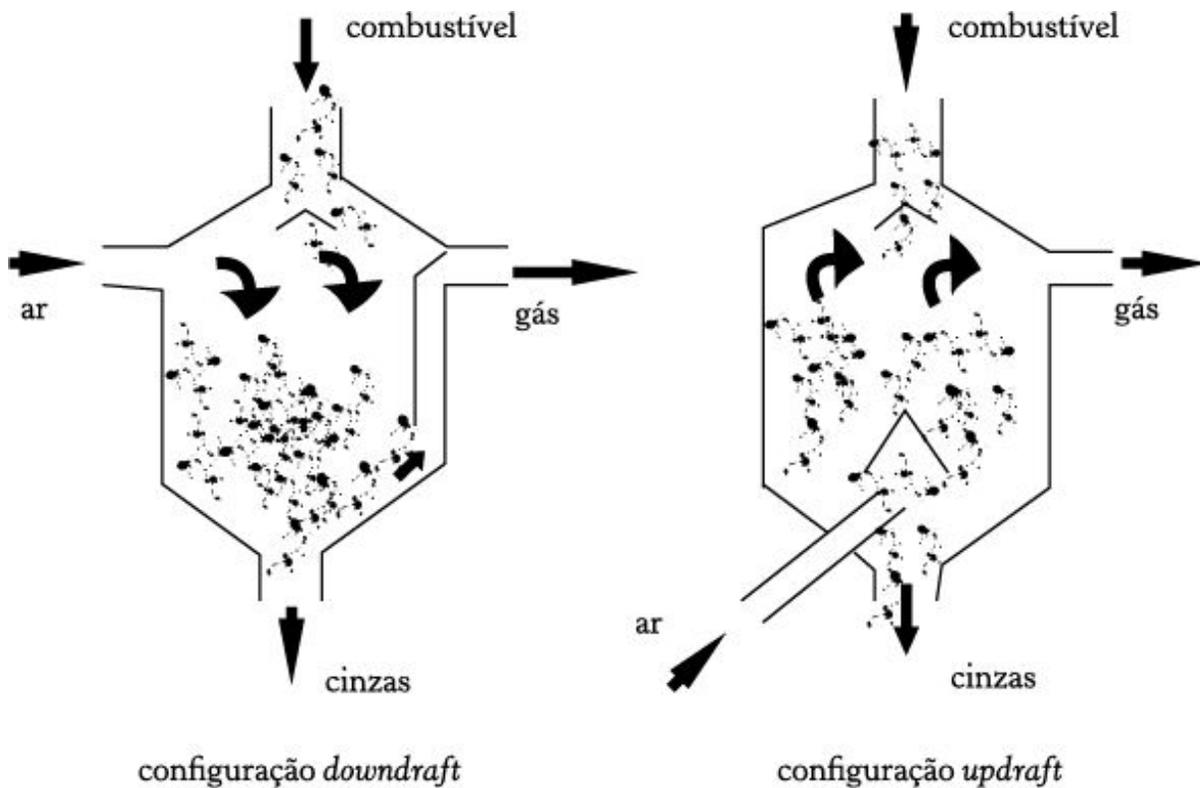


Figura 4.18 – concepções de gaseificador de leito fixo

Fonte: Klein (2002).

De acordo com Klein (2002), o modelo *downdraft* não é recomendado para uso com resíduos sólidos urbanos por requerer combustível com baixo teor de cinzas de modo a evitar entupimento do sistema, assim como por conta de sua dificuldade de superar a potência térmica de 1 MW devido à sua seção de passagem para o gás. O modelo *updraft* apresenta elevada eficiência, mas como a temperatura de saída do gás ocorre com baixa temperatura (abaixo de 500 °C), o gás produzido é rico em alcatrão, o que torna difícil seu emprego em ciclos de potência pela intensa necessidade de limpeza do mesmo.

Os modelos de gaseificadores de leito fluidizado contam com um fluxo de gás (ar ou vapor) que é passado em fluxo ascensional através de um leito composto de combustível sólido e um material inerte (como sílica), que age como um meio de fluidização e provê o oxidante para o craqueamento do alcatrão e para a combustão. O leito fluidizado tem as características físicas de um fluido e se comporta como um líquido em ebulição, sendo

recomendado para situações em que a potência térmica supera 10 MW. Tal como citado anteriormente para caldeiras, as configurações de gaseificadores em leito fluidizado podem ser do tipo borbulhante e circulante (Figura 4.19). De acordo com Klein (2002), um leito circulante se distingue de um leito borbulhante por não apresentar separação distinta entre a zona de sólidos densos e a zona de sólidos diluídos; a Tabela 4.6 identifica os níveis de potência térmica de cada um dos tipos de gaseificadores descritos.

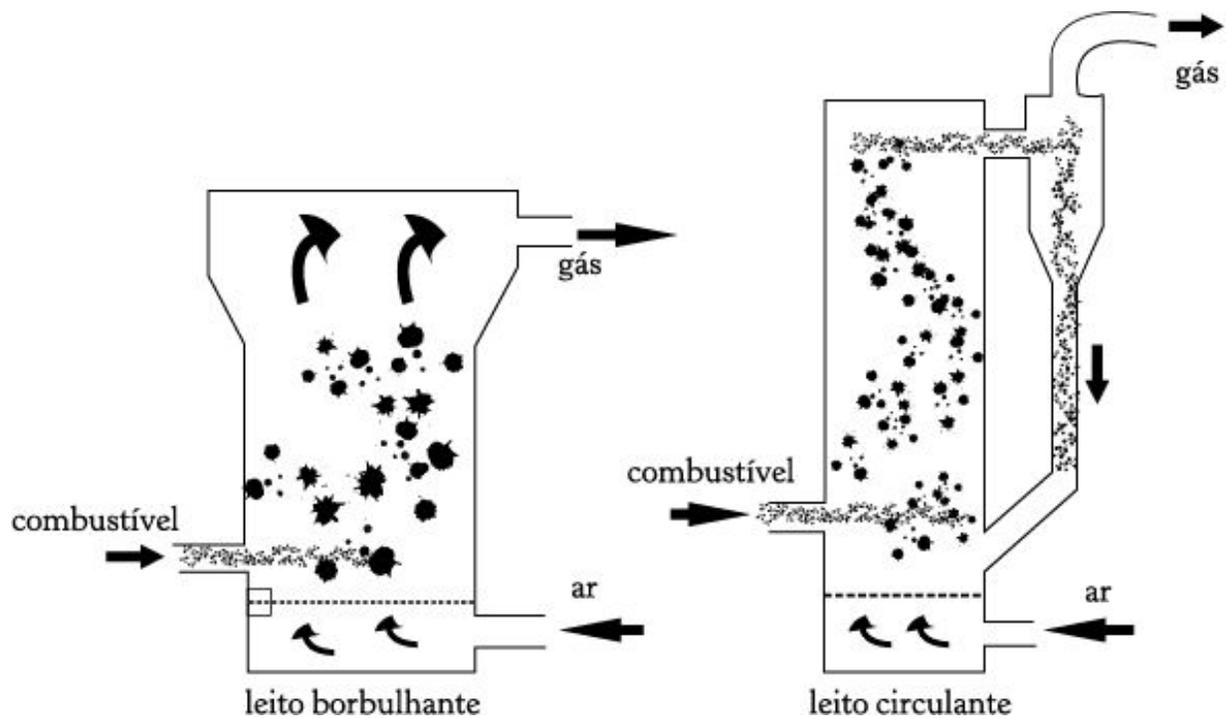


Figura 4.19 – concepções de gaseificador de leito fluidizado

Fonte: Klein (2002)

Tabela 4.6 – Faixas de potências térmicas dos gaseificadores

Conceito do gaseificador	Capacidade térmica
<i>Downdraft</i>	1 kW – 1 MW
<i>Updraft</i>	1,1 MW – 12 MW
Leito borbulhante	1,0 MW – 50 MW
Leito circulante	10 MW – 200 MW

Fonte: Morris e Waldheim (1998).

O gaseificador da Battelle Columbus Laboratories foi desenvolvido com o sistema de leito fluidizado circulante, indiretamente aquecido, com pressão atmosférica e projetado para gaseificar madeira, biomassa e potencialmente resíduos sólidos urbanos; ao se utilizar madeira, o gás resultante é livre de nitrogênio e com poder calorífico entre 13 MJ/m<sup>3</sup> e 18 MJ/m<sup>3</sup>. O gaseificador da TPS Termiska foi desenvolvido na Suécia e licenciado pela Ansaldo Aerimpianti SpA em 1989 (Klein, 2002).

A Tabela 4.7 ilustra o perfil do gás resultante da gaseificação nesses modelos, empregando resíduos sólidos urbanos, conforme descrito por Klein (2002); os resultados apresentados para o gaseificador Battelle são baseados em simulação empregando o software ASPEN, a partir de resultados experimentais para um sistema com injeção de vapor e capacidade de 10 t/dia disponíveis em Craig e Mann (2000), enquanto os resultados do gaseificador Termiska são baseados em dados reais de uma unidade em Greve, Itália, no qual a injeção se realizou com ar, com resultados de Morris e Waldheim (1998).

Tabela 4.7 – Características do gás de síntese dos gaseificadores Battelle e Termiska (mol %)

	<b>Battelle (base seca)</b>	<b>TPS Termiska</b>	<b>TPS Termiska (base seca sem N)</b>
Temperatura (°C)	826	870	870
Pressão (MPa)	0,17	0,14	0,14
H <sub>2</sub>	21,20	8,60	19,35
CO	43,17	8,80	19,80
CO <sub>2</sub>	13,46	15,65	35,21
H <sub>2</sub> O	xx	9,50	xx
N <sub>2</sub>	xx	45,80	xx
CH <sub>4</sub>	15,83	6,50	14,62
C <sub>x</sub> H <sub>y</sub>	5,85	4,90	11,02

Fonte: Klein (2002).

Nesse sentido, o artigo de Malkow (2004) apresenta um panorama bastante abrangente da gaseificação de resíduos sólidos urbanos, reportando-se a empreendimentos europeus que datam de 1983 a 2001. Se a tecnologia de gaseificação de carvão encontra-se adequadamente dominada, para resíduos sólidos urbanos e biomassas em geral o desenvolvimento

tecnológico ainda apresenta desafios a serem enfrentados para a plena utilização dessa tecnologia; um dos detalhes que freiam o pleno domínio da gaseificação de biomassas reside no próprio fato de haver uma grande diversidade das mesmas.

Para o caso da gaseificação de resíduos sólidos urbanos, Malkow (2004) identifica dezoito tecnologias, sendo aqui apresentadas de forma sintética apenas algumas delas, e em especial as que sugerem valores de conversão dos resíduos sólidos urbanos em produtos de interesse comercial:

- *pirólise de resíduos em combustão combinada* , desenvolvido em 1983 pela Babcock Krauss/Maffei Industrieanlagen GmbH, baseada na combinação de fornos e câmara de combustão para tratar os resíduos sólidos urbanos termicamente enquanto gera vapor em uma caldeira de recuperação de calor para gerar vapor em turbinas a vapor e/ou operar em modo de cogeração;
- *processo EDDITH* , desenvolvido pela Thide Environment S.A. francesa e pelo Instituto Francês do Petróleo (IFP), consiste em um forno rotativo insuflado com ar quente, um reator tubular rotativo para pirólise aquecido externamente com gases de exaustão, uma câmara de combustão com queimadores de baixo NO<sub>x</sub> e separadores de carvão para recuperação de metais; este processo gera, para cada tonelada de resíduos sólidos urbanos, 400 kg de gás com 12 MJ/kg de poder calorífico e 240 kg de coque, enquanto 51 kg de metais, 61 kg de inertes, 10 kg de sais e 20 kg de resíduos do sistema de controle de poluição são adicionalmente recuperados;
- *tecnologia Serpac* , desenvolvido pela BS Engineering S.A., afiliada da Serpac Environment of France, consiste em pirólise e gaseificação do resíduos sólidos urbanos em reator inclinado com duas câmaras interconectadas de formato cilíndrico e cônico, seguido pela combustão dos gases numa caldeira;
- *tecnologia Siemens Schwel-Brenn* , que consiste em um tubo rotativo indiretamente aquecido por recirculação dos gases de exaustão e um forno de alta temperatura acoplado a uma caldeira de

recuperação; tal processo gera, para cada tonelada de resíduos sólidos urbanos, gás com 8,4 MJ/kg que corresponde a 24,6 MWh/t, que é convertido de 330 kWh/t a 600 kWh/t de geração elétrica líquida, <sup>29</sup> 28 kg de metais ferrosos, 4 kg de metais não ferrosos, 17 kg a 29 kg de ácido clorídrico, 6 kg a 9 kg de gesso e 140 kg de resíduos de controle de poluição;

- *processo de conversão Noell-KRC*, desenvolvido pela Noell-KRC Energie-und Umwelttechnik GmbH, consiste de dois passos de tratamento térmico, pirólise a cerca de 550 °C em um forno rotativo externamente aquecido por cerca de uma hora e subsequente gaseificação do gás obtido.

Segundo Klein (2002), a gaseificação apresenta por vantagem sobre a incineração de resíduos sólidos urbanos o fato de ocorrer em um ambiente com baixa concentração de oxigênio, o que limita a formação de dioxinas e de grandes quantidades de SO<sub>x</sub> e NO<sub>x</sub>, além de requerer apenas uma fração da quantidade estequiométrica de ar necessária na incineração. Como resultado disso, o volume de gases de exaustão é pequeno, requerendo equipamentos de limpeza menores e com menores custos. Além disso, a gaseificação gera um gás combustível que pode ser posteriormente integrado a ciclos combinados, turbinas a gás, motores de combustão interna (diversamente da incineração dos resíduos sólidos urbanos em câmaras duplas ou caldeiras) e, potencialmente, a células combustíveis, em todos os casos com níveis de eficiência bem superiores aos alcançados na incineração.

No entender de Malkow (2004), a pirólise e, em particular, a gaseificação de resíduos sólidos urbanos se mostram muito atrativas por reduzir e evitar a corrosão e emissões pelo fato de reterem álcalis e metais pesados (com exceção do mercúrio e cádmio), enxofre e cloretos nos resíduos do processo, assim como por evitar a formação de dioxinas e furanos e reduzir a formação de NO<sub>x</sub> térmico por conta das menores temperaturas e condições de redução na fornalha.

De acordo com Kumar (2000), para se gaseificar resíduos sólidos urbanos deve-se processá-lo na forma de *pellets* com dimensão abaixo de 5 cm e a umidade deve ser mantida inferior a 20% para maximizar a troca térmica; o RDF passa então no reator térmico principal e a elevada temperatura (entre 900 °C e 1.200 °C) o converte em gás; removem-se as cinzas e o gás deve ser então passado em uma série de lavadores mecânicos para remoção do *char*, de material particulado e de quaisquer sólidos que não tenham reagido no processo, mas que tenham sido arrastados no fluxo do gás. O gás é posteriormente resfriado para atingir as condições adequadas para ser utilizada em turbinas a gás, motores de combustão interna ou caldeiras.

## **Tocha de plasma**

A introdução do artigo de Leal-Quirós (2004, p.1587) é bastante ilustrativa, e por esse motivo aqui apresentada (em tradução livre):

Imagine um processo no qual os componentes inorgânicos de resíduos sólidos municipais sejam convertidos em coberturas arquitetônicas e blocos de construção, ao mesmo tempo todo o conteúdo orgânico do resíduo seja convertido em gás de síntese (basicamente uma mistura de H<sub>2</sub> e CO, quase um combustível “verde”) e em adição seja gerada eletricidade. Além disso, pode-se ter um sistema que não gere cinzas e não polua o ar, a água nem o solo, como faz a incineração? A resposta é sim. A tocha de plasma que opera com temperaturas muito elevadas (entre 5.000 °C e 100.000 °C) pode processar todos os tipos de resíduos: sólidos municipais, tóxicos, médicos, com risco biológico, industrial e nuclear com pressão atmosférica. Efetivamente, o resíduo inorgânico é vitrificado em material sólido similar a vidro que é empregado para manufaturar agregados para a construção industrial (Magnafication process) e os materiais orgânicos (plásticos, papel, óleo,

bio-materiais etc.) são convertidos em gás de síntese com poder calorífico, combustível que é empregado em avançadas turbinas a gás estacionárias para geração de energia elétrica (processo de gaseificação). Cinzas não são produzidas porque a mais de 5.000 °C todas as moléculas orgânicas são desintegradas e apenas a mistura de H<sub>2</sub> e CO permanece a alta temperatura.

O plasma é o estado ionizado da matéria, que é conformado por um gás quase neutro, composto de partículas neutras e carregadas, que exibem um comportamento coletivo; o plasma é a forma mais abundante da matéria no Universo, e é formado sempre que a matéria ordinária é aquecida acima de 5.000 °C, o que resulta em gases ou fluidos eletricamente carregados. Esses são profundamente influenciados pelas interações elétricas dos íons e elétrons pela presença de um campo magnético (Leal-Quirós, 2004). Os plasmas térmicos estão em equilíbrio termodinâmico local, podendo ser descritos pelas leis que governam o equilíbrio termodinâmico com exceção da radiação térmica, que em geral não se encontram presente na maioria dos plasmas térmicos empregados para tratamento de materiais (Bonizzoni, 1996).

O processo de ionização ocorre quando um elétron incidente ( $e^-$ ) colide com um átomo neutro para produzir um segundo elétron e um anion. De igual modo, esses dois elétrons colidem com outro átomo neutro, produzindo quatro elétrons e três íons; se o processo continua, após vinte conjuntos sucessivos de colisões, milhões de elétrons e íons serão formados rapidamente (Figura 4.20).

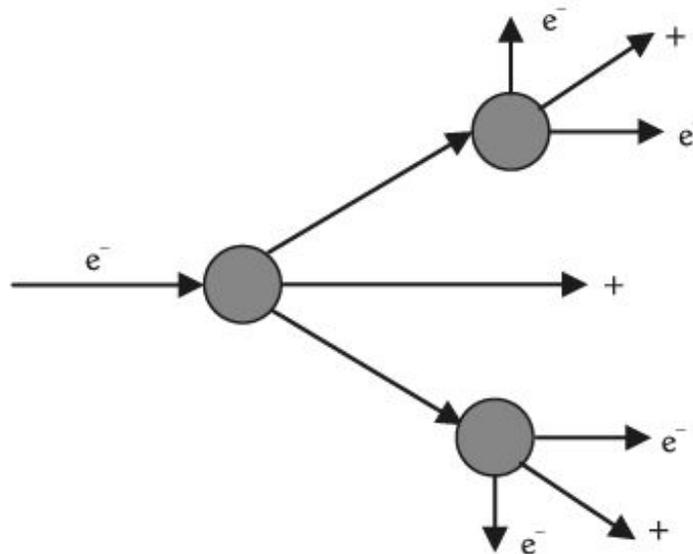


Figura 4.20 – Processo de ionização em cascata

A principal parte dos plasmas é gerada por descargas elétricas pela passagem de corrente (contínua, alternada ou de alta frequência) através do gás e pelo uso da dissipação de energia resistiva; com isso, consegue-se que o gás se torne suficientemente quente de modo a assegurar o alto grau de ionização necessário e a condutividade elétrica requerida para suportar o fluxo contínuo de corrente (Bonizzoni, 1996). Isso, no entanto, é uma das desvantagens da tocha de plasma: o uso de eletricidade como fonte energética é bastante intenso e influi decisivamente na atratividade econômica de todo o processo.

Do ponto de vista construtivo, o arco de plasma é obtido em um canal de alta temperatura, ionizado e altamente condutivo, suportado externamente pela injeção contínua de energia elétrica; sua característica peculiar é fornecer uma fonte de calor com massa pequena e controlada e com elevada entalpia a um gás de processo num ambiente altamente seletivo (Bonizzoni, 1996); a Figura 4.21 ilustra o princípio de produção do plasma (Leal-Quirós, 2004).

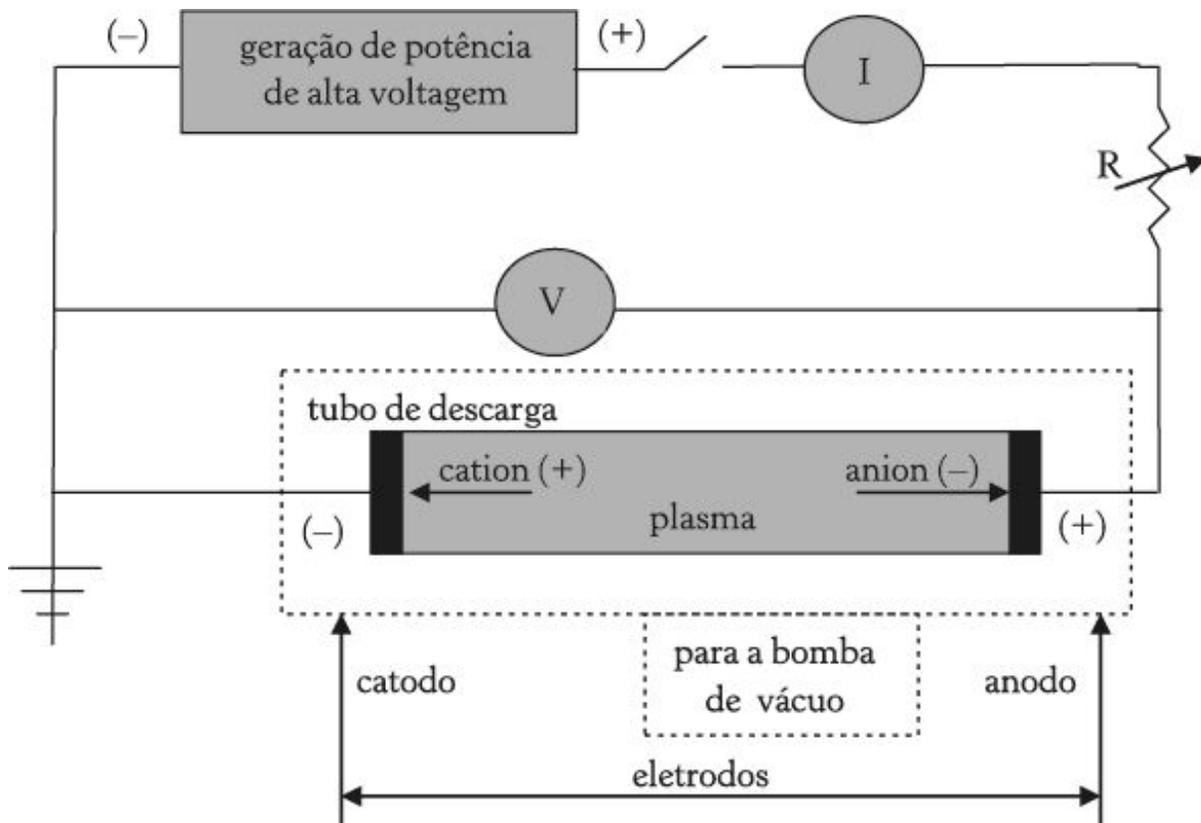


Figura 4.21 – esquema de produção do plasma

As tochas de plasma podem ser projetadas com arco não transferido e com arco transferido; no primeiro caso, os dois eletrodos para a geração do arco de plasma não participam do processo e somente têm a função de gerar o plasma, sendo empregados para a pirólise de resíduo líquido pela sua facilidade de mistura com o plasma. Na tocha de plasma com arco transferido, um dos eletrodos é uma parte da substância a ser tratada, permitindo assim que elevados fluxos sejam alcançados no ponto de ataque do arco elétrico, causando a fusão de substâncias que se tornam eletricamente condutivas em elevadas temperaturas; empregada inicialmente em processos metalúrgicos, a tocha de plasma com arco transferido mais recentemente tem sido proposta para a destruição de resíduos sólidos urbanos por alcançar elevadas potências. A Figura 4.22 ilustra os dois tipos de arcos de plasma (Bonizzoni, 1996; Leal-Quirós, 2004).

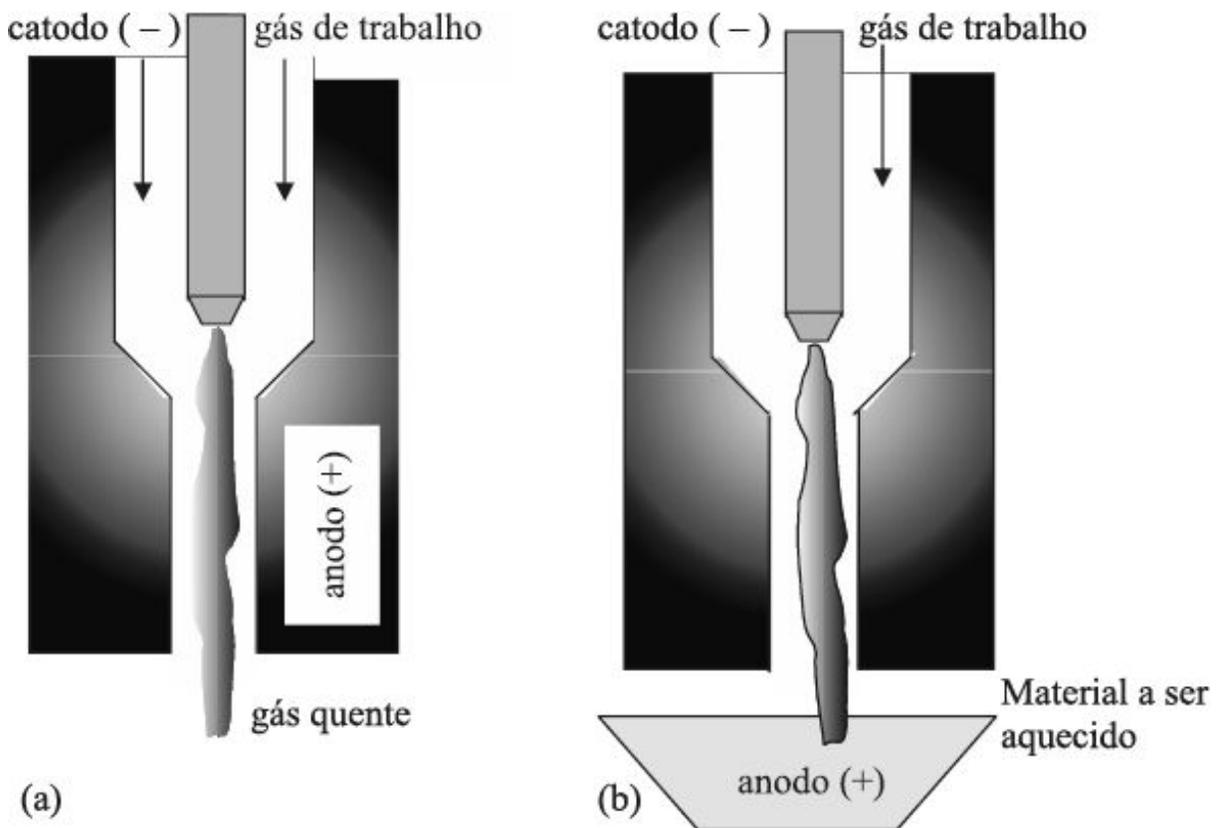


Figura 4.22 – Arco de plasma (a) não transferido e (b) transferido

De acordo com Leal-Quirós (2004), os gases de trabalho mais empregados em tochas de plasma são argônio e hélio. Eficiência térmica de 90% pode ser alcançada (sendo essa por definição a porcentagem de potência do arco que deixa a tocha e entra no processo), e a escolha do gás de trabalho influi diretamente nas características operacionais da tocha de plasma. Potências comerciais de tochas de plasma são encontradas entre 75 kW e 10 MW.

A potência elétrica requerida para a conversão de resíduos sólidos urbanos em produtos sólidos vitrificados, metais e gás de síntese ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ) varia de 550 a 790 kWh/t, segundo Leal-Quirós (2004); Williams et al. (1996) projetam um valor de 650 kWh/t de resíduos sólidos urbanos para unidades comerciais, uma vez que a planta piloto de sua análise situa-se entre 850 e 900 kWh/t de resíduos sólidos urbanos. De modo típico, 20% do resíduo inicial se convertem em produtos sólidos, e o restante se converte

em gás de síntese, que pode ser empregado na geração de eletricidade (Leal-Quirós, 2004).

Do ponto de vista ambiental, Leal-Quirós (2004) relata que em experimentos conduzidos pela Westinghouse envolvendo diferentes tecnologias de gaseificação e/ou vitrificação de resíduos sólidos urbanos, combustíveis fósseis e líquidos industriais permitiram concluir que as dioxinas foram medidas em níveis aproximadamente cem vezes menor na tocha de plasma que no processo de incineração (menor que  $0,1 \text{ ng/Nm}^3$  medido no gás da chaminé). A Figura 4.23 ilustra o esquema de um sistema de tratamento de resíduos tóxicos, de acordo com Bonizzoni (1996).

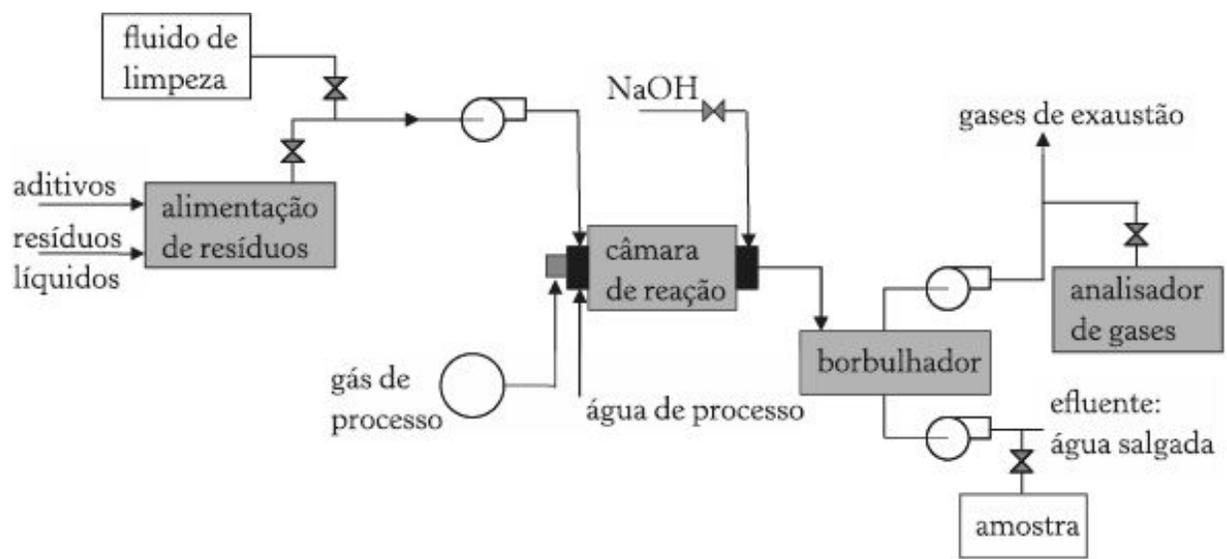


Figura 4.23 – Esquema de um sistema para tratamento de resíduos tóxicos

## **Análise e discussão sobre formas de aproveitamento energético de resíduos**

Uma questão que suscita alguma polêmica e, em nosso entendimento, é pertinente, diz respeito à vantagem que alguns autores atribuem à incineração em detrimento do aterramento, e vice-versa; nessa questão, embora as tochas de plasma e a gaseificação de biomassas ainda não

tenham alcançado o grau de maturidade necessária, são consideradas por alguns grupos como tecnologias promissoras e que superam as alternativas tradicionais do ponto de vista técnico e ambiental.

Na visão de Rosa (2003), é preciso caracterizar as alternativas em função do fato do lixo já ter sido disposto ou não, ou seja, no caso de já ter sido disposto, a rota mais indicada seria a recuperação energética do biogás oriundo da decomposição da matéria orgânica em algum sistema de geração de energia; de outra forma, para o lixo ainda não disposto existiriam alternativas capazes de reduzir substancialmente a quantidade de resíduos a serem encaminhados para os aterros. Alerta, no entanto, que pelo fato de o metano ser de vinte a cinquenta vezes pior <sup>30</sup> do que o CO<sub>2</sub> (dependendo do período adotado) em termos de aquecimento global, alguns países sobretaxam os aterros sanitários por serem mais poluentes nesse sentido do que outros processos.

Pipatti e Savolainen (1996) afirmam que os aterros sanitários e o tratamento de esgoto são as mais importantes fontes de emissão de gases de efeito estufa (GHG – emissions, greenhouse gas emissions) dentre as formas de gerenciamento de resíduos, e respondem por 20% das emissões globais antropogênicas de metano. A matéria orgânica dos resíduos decompõe-se, com o tempo, em condições anaeróbicas em aterros sanitários, emitindo CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub> para a atmosfera. Métodos alternativos de gestão de resíduos, como o tratamento biológico por compostagem e a incineração, seriam alternativas promissoras para mitigar os impactos do efeito estufa por reduzirem as emissões de metano. <sup>31</sup> Métodos de tratamento que produzem energia podem reduzir o efeito estufa ao evitar o emprego de combustíveis fósseis; por sua vez, os aterros sanitários atuariam como “sorvedouros de carbono” de longa duração.

Pipatti e Savolainen (1996) concluem seu trabalho afirmando que os aterros sanitários apresentam os maiores impactos de efeito estufa, e, ao se realizar a recuperação dos gases gerados na fermentação e sua posterior combustão, obtém-se significativa redução nesses valores; o impacto pode ser reduzido ainda mais se a recuperação dos gases não influenciar o total

de carbono armazenado no aterro e se a combustão for associada à produção de energia.

Dijkgraaf e Vollebergh (2004) afirmam que aterros sanitários são frequentemente considerados como a pior opção de gestão de resíduos por empregar grandes áreas e elevados riscos de emissões para o ar, água e solo, no que são acompanhados por Eriksson et al. (2005). Comentam ainda que há uma preferência em países europeus para o uso da incineração sobre o emprego de aterros sanitários, comparativamente aos Estados Unidos, país no qual a agência de proteção ambiental segue uma abordagem hierárquica com preferência para a redução na fonte, seguida por reciclagem/compostagem e finalmente a disposição em unidades de combustão e aterros sanitários.

Dijkgraaf e Vollebergh (2004) lançam sérias dúvidas na política de preferência da incineração sobre o emprego de aterros sanitários; em suas conclusões, assinalam que as plantas WTE (Waste To Energy) apenas reduzem o custo social líquido da disposição final dos resíduos se comparado com a incineração sem recuperação energética. Seus resultados sinalizam que quando os custos ambientais e privados são incluídos, o custo total do emprego de aterros sanitários é menor que o da incineração.

Na avaliação de Mendes et al. (2004), referente a uma comparação entre a incineração e o aterramento dos resíduos para a cidade de São Paulo com base na metodologia LCA (Life Cycle Analysis), a incineração com disposição de cinzas em aterros sanitários se mostrou com menores impactos ambientais relativamente às categorias consideradas na análise (quais sejam o aquecimento global decorrente das emissões de  $\text{CO}_2$ , a acidificação decorrente das emissões de  $\text{SO}_2$  e o enriquecimento de nutrientes consequentes às emissões de  $\text{NO}_3$ ). O aterramento de todos os resíduos, uma prática corrente na cidade de São Paulo, apresentou os maiores impactos ambientais da investigação, e a recuperação energética reduziu de forma ligeira tais impactos quando comparados para o cenário sem recuperação energética. Em face dos problemas de disponibilidade energética que o Brasil eventualmente apresenta para o atendimento da

expansão do consumo elétrico, os autores recomendam a mudança do aterramento para a incineração no estudo de caso analisado.

Rigamonti et al. (2009) identificaram diversos trabalhos que foram realizados empregando análise baseada na análise de ciclo de vida (LCA, Life Cycle Analysis), cujas conclusões foram concordantes em afirmar que a redução da disposição em aterros sanitários em favor do aumento da reciclagem de materiais e geração de energia, do ponto de vista de tal método, conduz a menores impactos ambientais e a um menor consumo de recursos energéticos.

Para Björklund et al. (2001), a gaseificação com produção de hidrogênio apresenta um desempenho tão eficiente quanto a incineração, mas é vantajosa se comparada ao aterramento sanitário. Um argumento frequentemente citado para a gaseificação de resíduos sólidos urbanos é sua elevada capacidade de recuperação energética. Para tais autores, isso se mostra verdadeiro se a gaseificação é avaliada isoladamente, mas isso pode não se aplicar quando analisado sob a perspectiva do sistema; nos cenários analisados, a incineração foi ao menos tão energeticamente eficiente quanto a gaseificação de resíduos sólidos urbanos.

## **Biomassas de origem vegetal e animal**

A grande diversidade de resíduos agrícolas existente no Brasil faz que tal tema já tenha sido bastante explorado em termos dos potenciais de recuperação energética via cogeração, em especial no que tange à já consolidada agroindústria sucro-alcooleira; valores de consumo específico (kg de vapor por tonelada de caldo, kg de vapor por tonelada de xarope, kg de vapor por kWh, dentre outros) são conhecidos para este subsetor (Corrêa Neto; Ramon, 2002). No entanto, há que mencionar que algumas informações adicionais, relativas às questões específicas da linha do conhecimento relativas às Engenharias Agrícola e Florestal ainda devem ser consideradas.

Os dados de produtividade de certas culturas vegetais disponíveis no Brasil, apresentados em Vianna Jr. et al. (2000), em conjunto com os resultados descritos em Vianna Jr. e Vieira (2002), representam um razoável conjunto de valores que possibilita compor, do ponto de vista técnico, uma estrutura de otimização para definição da área de plantio de cada uma das culturas vegetais de interesse comercial, tendo por função objetivo a maximização da geração de energia a partir de resíduos disponibilizados e a maximização da venda do produto agrícola em si.

A Tabela 4.8 apresenta valores referentes à safra 2001, no Brasil, de diversas culturas agrícolas de interesse comercial; observe-se que foram selecionados apenas os valores de produtos agrícolas para os quais se encontravam disponíveis, nas mesmas referências, valores para a produtividade de produção de resíduos, que são apresentados nas Tabelas 4.9 e 4.10. Embora a produtividade possa variar ao longo do tempo, considera-se que os valores sejam razoáveis para uma primeira avaliação da disponibilidade energética dos produtos agrícolas.

Tabela 4.8 – Área, produção e rendimento médio de produtos agrícolas, referidos à safra 2001

Produto agrícola	Área (ha)	Produção (t)	Produtividade (kg/ha)	Estimativa de safra (meses)
Algodão arbóreo	8.637	2.762	320	Nd
Algodão herbáceo	873.617	2.640.128	3022	2,5
Amendoim (1ª e 2ª safras)	102.483	197.724	1929	Nd
Arroz (em casca)	3.141.630	10.195.423	3245	3,0
Café (em grão)	2.353.471	1.918.233	815	Nd
Cana-de-açúcar	4.973.253	348.148.959	70004	4,0
Coco-da-baía	264.761	1.331.127	5028	Nd
Feijão (1ª, 2ª, 3ª safras)	3.448.995	2.436.341	706	Nd
Mamona	157.929	80.834	512	Nd
Mandioca	1.655.815	22.478.708	13576	5,0
Milho (1ª e 2ª safras)	12.354.852	41.439.086	3354	4,0 (em grão)
Soja	13.930.744	37.683.083	2705	3,0 (em grão)
Trigo (em grão)	1.728.161	3.260.834	1187	3,5 (em grão)

Fonte: Vianna Jr. e Vieira (2002). Nota: Nd – não disponível.

Tabela 4.9 – Disponibilidade de resíduos e produtividade de resíduos agrícolas

Produto agrícola	Tipo de resíduo	Produtividade (kg matéria seca/kg produto)	Poder calorífico inferior (kJ/kg)
Algodão	Casca	1,20	13814
Arroz	Palha	0,38	13814

Cana-de-açúcar	Ponta	0,03	9630
Mandioca	Galho	0,30	7116
Milho	Palha	0,55	Nd
Soja	Palha	0,55	13814
Trigo	Palha	0,47	Nd

Fonte: Vianna Jr. e Vieira (2002). Nota: Nd – não disponível.

Tabela 4.10– Disponibilidade de resíduos e produtividade de resíduos agrícolas

Produto agrícola	Produtividade	Poder calorífico inferior (kJ/kg)
Algodão	0,18 kg (casca) / kg (semente com casca)	13814
Arroz	0,22 kg (casca) / kg (arroz com casca)	9630
Amendoim	0,25 kg (casca) / kg (amendoim com casca)	13814
Cana-de-açúcar	0,12 kg (bagaço) / kg	17790
Café	0,21 kg (casca) / kg (café beneficiado)	17580
Café	0,20 kg (polpa) / kg (café beneficiado)	13814
Coco	0,34 kg (casca) / kg	13814
Girassol	0,20 kg (casca) / kg (semente com casca)	13814
Mandioca	0,80 kg (resíduo) / kg (raízes)	7120
Sésamo	0,05 kg (casca) / kg	13814
Soja	0,01 kg (casca) / kg	13814

Fonte: Vianna Jr. et al. (2000).

Notas: (a) os valores previstos em Vianna Jr. e Vieira (2002) para a cana de açúcar são 0,30 kg bagaço/kg cana e PCI de 9630 kJ/kg (b) a borra do café decorrente da produção de café solúvel tem produtividade de 4,5 kg de borra com 80% de umidade por kg de café solúvel, que deve ser secado até 25%, quando apresenta PCI de 17160 kJ/kg.

A Tabela 4.11 apresenta a disponibilidade de produtos agrícolas em termos da quantidade anual de resíduos gerados por hectare, bem como a porcentagem de matéria seca em cada um dos produtos; a Tabela 4.12 apresenta a capacidade de produção média de biogás de alguns produtos agrícolas, bem como de três outras biomassas de interesse para a geração de energia (e o vinhoto, subproduto da indústria sucro-alcooleira, representa o tema que conta com maior atenção, enquanto a aguapé talvez seja a de menor volume de pesquisa no meio científico, nesse campo do conhecimento).

Tabela 4.11 – Disponibilidade de resíduos agrícolas vegetais

Produto agrícola	Tipo de resíduo	Produção de resíduos (t/ha.ano)	Matéria seca (%)
Arroz	Palha	4,0-6,0	89,0
Cana-de-açúcar	Palha	7,0-13,0	23,4
Feijão	Palha	1,0-1,2	89,0
Mandioca	Parte aérea	6,0-10,0	90,4
Milho	Palha	5,0-8,0	90,5
Soja	Palha	3,0-4,0	90,5

Trigo	Palha	4,5-6,5	92,5
-------	-------	---------	------

Fonte: Vianna Jr. et al. (2000).

Tabela 4.12 – Disponibilidade de resíduos agrícolas vegetais

	Material orgânico	Produção de biogás (m <sup>3</sup> /tonelada de material seco)
<b>Restos vegetais</b>	Palha de arroz	300
	Palha de trigo	300
	Palha de feijão	380
	Palha de soja	300
	Haste de linho	359
	Restos de girassol	300
	Folhas de parreira	270
	Folhas de batateira	270
	Folhas de árvore	245
Aguapé (seco)		410-350
Vinhoto		15 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> de vinhoto
Lixo urbano		50

Fonte: Nogueira (1986).

O trabalho de Freppaz et al. (2004) apresenta um modelo misto de otimização linear-inteira para a decisão acerca da quantidade de cada tipo de biomassa a ser queimada, bem como da capacidade dos ciclos térmicos que irão queimar as biomassas, para produzir potência térmica e elétrica com base em considerações técnicas, econômicas e ambientais. Os autores, no entanto, não apresentam valores que permitam a reprodução do modelo apresentado, tampouco comparação com os resultados anteriormente discriminados. A dissertação de Rodrigues (2002) complementa as ideias apresentadas em Freppaz et al. (2004), ilustrando um amplo conjunto de informações sobre a cultura de celulose. O estudo do emprego de resíduos agrícolas na geração de energia é analisado por Müller e Couto (2006) na avaliação do potencial da biomassa florestal para geração de energia elétrica no Brasil a partir do emprego do eucalipto.

O estudo desenvolvido em Santos (2009) e Santos et al. (2010) busca aumentar a sustentabilidade da agricultura estabelecendo modelo de planejamento da produção agrícola que considera aspectos técnicos e ecológicos de produção. Para tanto, desenvolve um modelo de otimização linear para rotação de culturas que leva em conta as principais restrições

encontradas no campo, como a interdição de certas sucessões de culturas, a inserção regular de pousios e adubos verdes, com o objetivo de maximizar a ocupação de áreas produtivas em que as restrições são estendidas às áreas adjacentes, ou de suprir a demanda de um conjunto de hortaliças tendo-se disponível um conjunto de áreas heterogêneas. A Tabela 4.13 acrescenta valores importantes para a análise da produção de óleos vegetais a partir de produtos agrícolas, bem como informações sobre o ciclo e meses de safra de cada cultura.

Tabela 4.13 – Disponibilidade de resíduos agrícolas vegetais

<b>Produto agrícola</b>	<b>Origem do óleo</b>	<b>Teor de óleo (%)</b>	<b>Ciclo p/ máx. eficiência</b>	<b>Meses de safra</b>	<b>Produtividade (t/ha)</b>
Abacate	Fruto	7-35	7 anos	12	1,3-5,0
Algodão	Grão	15	Anual	3	0,1-0,2
Amendoim	Grão	40-43	Anual	3	0,6-0,8
Babaçu	Amêndoa	66	7 anos	12	0,1-0,3
Coco	Fruto	55-60	7 anos	12	1,3-5,0
Colza	Grão	40-48	Anual	3	0,5-0,9
Dendê	Fruto	20	8 anos	12	3,0-6,0
Girassol	Grão	38-48	Anual	3	0,5-1,9
Mamona	Grão	43-45	Anual	3	0,5-0,9
Soja	Grão	18	Anual	3	0,2-0,4

Fonte: Vianna Jr. et al. (2000).

Observa-se que para compor um modelo de otimização que tenha por função objetivo a definição da capacidade ótima de ciclos térmicos, a minimização de custos operacionais, ou a minimização das emissões de CO<sub>2</sub> na atmosfera, são necessários esforços para a aquisição de informações relativamente às restrições acerca da sequência de culturas a serem plantadas numa mesma área (rotação de culturas), a quantidade de rebrotas permitida para cada espécie vegetal (caso a cultura agrícola assim o permita), o tempo de espera entre dois plantios para a mesma cultura, dentre outros.

Do ponto de vista ambiental, e mais especificamente em termos de emissões que contribuem para o efeito estufa, o ciclo da emissão e captura do CO<sub>2</sub> somente pode ser considerado fechado se a biomassa utilizada cresce à mesma taxa de sua utilização (Siemons, 2001), o que equivale a

dizer que o balanço entre o CO<sub>2</sub> emitido e o CO<sub>2</sub> absorvido é nulo; essa premissa implica necessariamente em se considerar que a biomassa é utilizada de forma sustentável (Coelho et al., 2000, p.99). Hughes (2000, p.464) coloca tal questão da seguinte forma:

A geração de energia a partir da biomassa, ou outras formas de seu emprego como fonte de energia, resulta em grandes emissões de CO<sub>2</sub> e por vezes outros gases que contribuem para o efeito estufa, em quantidade superior ao que é emitido pelos combustíveis fósseis em função de sua mais baixa eficiência. Contudo, esse CO<sub>2</sub> deriva de plantações e que foi removido da atmosfera em passado recente, tipicamente de um ano a umas poucas décadas. Como substituto dos combustíveis fósseis, a biomassa mitiga o aquecimento global mesmo na ausência de fixação de qualquer novo CO<sub>2</sub>. No caso da energia de grãos, tudo o que se requer é que a biomassa queimada seja recolocada num tempo razoável – de um a dez anos – com nova biomassa.

Além disso, ainda identifica como aproximação razoável que a plantação de biomassa requeira 5% de combustíveis fósseis para um adequado sistema energético a partir de produção de grãos, em termos de fertilização, plantio, cultivo, manejo, transporte, dentre outros.

A questão, no entanto, não é tão simples assim; lentamente começam a surgir na literatura técnica alguns textos acessíveis ao leitor leigo <sup>32</sup> acerca dos procedimentos empregados para o cálculo do número de árvores que irá mitigar as emissões de CO<sub>2</sub>, fato atualmente em voga em programas de televisão de canais pagos, *shows* musicais, grandes eventos e jogos de cunho internacional. Descrevem-se, a seguir, de forma bastante resumida, os procedimentos para determinação do número de árvores a serem plantadas na mitigação de eventos, a partir da equação (4.7) (The Green Initiative, 2006).

$$N = \frac{E_t}{F_f}$$

sendo:

N: número de árvores a serem plantadas;

$E_t$  : emissão total de gases de efeito estufa estimada relativamente à operação do empreendimento em análise, em tonelada de CO<sub>2</sub> equivalente por árvore;

$F_f$  : fator de fixação de carbono em biomassa no local de implantação do empreendimento, em tonelada de CO<sub>2</sub> equivalente por árvore.

Emprega-se tonelada de CO<sub>2</sub> equivalente por árvore pelo fato de não apenas o CO<sub>2</sub>, mas outros gases, como o CH<sub>4</sub> e N<sub>2</sub>O, fazerem parte do inventário de emissões de gases de efeito estufa e comporem o valor da variável  $E_t$ . O dióxido de carbono equivalente é o resultado da multiplicação das toneladas emitidas de cada gás pelo seu potencial de aquecimento global. Para a composição do inventário utiliza-se a metodologia do IPCC, e dela devem constar as emissões decorrentes do transporte de funcionários, consumo de energia elétrica, consumo de materiais descartáveis, dentre outros.

Para determinar o valor de  $F_f$  a ser utilizado no local de implantação do empreendimento determinam-se as espécies que serão plantadas, em seguida estima-se a quantidade de carbono que o reflorestamento irá absorver da atmosfera até seu crescimento e assim a área que será reflorestada para compensar as emissões do empreendimento.

As espécies vegetais mais apropriadas devem ser aquelas de ocorrência regional, pois contarão com melhores condições para se adaptarem ao ambiente, além de garantir a conservação da diversidade regional, obedecendo os requerimentos da Resolução 008, de 31.1.2008, da Secretaria Estadual do Meio Ambiente do Estado de São Paulo [33](#) – nos casos relativos a esse estado (São Paulo, 2008). Em relação ao número de

indivíduos, há especificação acerca dos percentuais máximos daqueles pertencentes a um mesmo grupo ecológico (pioneiro e não pioneiro). [34](#)

Para se estimar a quantidade de biomassa em um hectare de floresta nativa pode-se empregar método destrutivo – que pode ser caro e consumir muito tempo – para se gerar equações alométricas específicas para certa área, ou empregarem-se equações genéricas, estabelecendo-se uma relação entre dados dendrométricos coletados em campo, como o diâmetro e a altura do fuste, medidas coletadas com a árvore em pé, com os pesos dos elementos dos componentes da árvore, como o tronco, galhos, folhas e casca. Um exemplo de equação alométrica desenvolvida para florestas tropicais e apresentada por Melo e Durigan (2006) para reflorestamento de matas ciliares é apresentada na equação (4.8).

$$Y = e^{(-1,996 + 2,32\ln DAP)} \quad (4.8)$$

sendo:

Y: estimativa de biomassa acima do solo;

DAP: diâmetro da árvore na altura do peito.

Conforme a metodologia descrita em The Green Initiative (2006), o valor obtido para Y é dividido por 1.000 para que o resultado seja expresso em toneladas, e multiplicado por 0,5 por assumir-se que em média a matéria vegetal contém 50% de carbono quando a água é removida. O valor obtido é dividido pela área amostrada (em m<sup>2</sup>) e se obtém o valor em toneladas de carbono por m<sup>2</sup>, e multiplicando-o por 10.000 m<sup>2</sup> obtém-se o valor em toneladas de carbono por hectare.

Há, no entanto, controvérsias mesmo no que tange ao uso de espécies vegetais como forma de mitigação de eventos de emissão de carbono na atmosfera. Estudo de Keppler e Röckmann (2007) reporta a descoberta de que plantas vivas produzem metano à taxa de 0,2 a 3 nanogramas de metano por hora para cada grama de material vegetal seco, ou seja, valores significativamente pequenos e que não estariam, segundo os autores,

contribuindo para o aumento recente nos níveis de metano e nem para o aquecimento global do planeta.

O tema ainda é objeto de controvérsia acadêmica e merecedor de mais intensa investigação. Fica, no entanto, patente que, a despeito da maior ou menor contribuição que esta ou aquela forma de geração possa contribuir para com as emissões atmosféricas, ou das vantagens que uma ou outra forma de mitigação de emissões possa ser proposta, sempre há senões que merecem ser considerados.

Descreve-se na Tabela 4.14, a título de complementação das informações até então apresentadas, a taxa de produção de biogás a partir da produção de esterco para diferentes espécies animais; na Tabela 4.15 estimam-se as emissões médias de CO<sub>2</sub> para as espécies animais comerciais, pela razão entre os valores disponibilizados pela Food and Agriculture Organization (FAO), das Nações Unidas. Observa-se que, por serem valores globais para a totalidade dos países que contribuíram com o texto em questão, possa haver alguma imprecisão nos índices de emissão de CO<sub>2</sub> calculados; no entanto, aparentam apresentar coerência, haja vista o fato de bois e búfalos, que são ruminantes, e cavalos (que apresentam fezes com baixa taxa de processamento do alimento de origem vegetal) apresentarem os maiores valores, e galinhas e outras aves apresentarem os menores valores.

Tabela 4.14 – Produção de biogás por algumas espécies animais

<b>Animal</b>	<b>Produção de esterco (kg/animal.dia)</b>	<b>Produção de biogás (m<sup>3</sup>/animal.dia)<sup>a</sup></b>
Ave (2,5 kg)	0,18	0,011
Bovino	10,00	0,360
Bubalino	15,00	0,550
Equino	10,00	0,360
Suíno (50 kg)	2,50	0,180

Fonte: Vianna Jr. et al. (2000). Nota: (a) em energia contida na biomassa.

Tabela 4.15 – Estimativa de emissões de CO<sub>2</sub> para diferentes espécies animais

<b>Espécimes</b>	<b>Quantidade mundial (milhões de cabeças)</b>	<b>Emissões de CO<sub>2</sub> (milhões de toneladas)</b>	<b>Emissão de CO<sub>2</sub> (kgCO<sub>2</sub> /cabeça)</b>
------------------	--	--	---

Bois e búfalos	1496	1906	1274
Pequenos ruminantes	1784	514	288
Camelos	19	18	947
Cavalos	55	71	1291
Porcos	933	590	632
Galinhas, patos, gansos e perus	17437	61	3,5

Fonte: Steinfeld et al. (2006).

## Epílogo do Capítulo 4

Neste capítulo, fontes energéticas baseadas em biomassas foram apresentadas, assim como as tecnologias empregadas para sua conversão energética e na produção de outras matérias-primas, procurando-se identificar as vantagens e desvantagens comparativas entre as mesmas, bem como dar destaque à sua conceituação, valores típicos de sua composição química, fatores de produtividade na conversão energética e, quando disponíveis, informações acerca da produção de CO<sub>2</sub>.

No capítulo que segue apresentam-se as fontes energéticas associadas a alguns processos industriais consolidados, que correspondem a gases de síntese gerados no processamento de matérias-primas ou convertidos a partir de fontes energéticas sólidas disponibilizadas pelo processo.

<sup>17</sup> Em inglês, emprega-se a expressão “*energy carrier*”.

<sup>18</sup> Encontra-se em [http://en.wikipedia.org/wiki/List\\_of\\_countries\\_by\\_population\\_density](http://en.wikipedia.org/wiki/List_of_countries_by_population_density) (acesso em: 10 out. 2006) uma relação de países, áreas, população e densidade populacional de acordo com “The United Nations World Populations Prospects Report, 2004 revision”.

<sup>19</sup> As opções de gestão energética seriam “reduzir, reutilizar, reciclar e recuperar”, também conhecidas como 4R.

<sup>20</sup> Substância de estrutura C<sub>5</sub> H<sub>4</sub> O<sub>2</sub> usada como solvente no refino de óleos derivados do petróleo, no *nylon*, ou como inseticida/fungicida.

<sup>21</sup> “O nível de NO<sub>x</sub> de um certo combustível é combinação de duas fontes: o NO<sub>x</sub> *térmico*, produzido pela alta temperatura de fixação de nitrogênio atmosférico e oxigênio. Esse efeito é exponencial com o aumento da temperatura, porém com temperaturas de chama inferiores a 1500 °C o nível de emissão do NO<sub>x</sub> *térmico* é desprezível; logo, seu

controle é feito pela redução da temperatura de chama. O *NOx de constituição*, gerado pela oxidação dos átomos de nitrogênio das moléculas do hidrocarboneto a partir do oxigênio livre do ar. O nível de emissões dessa forma de NOx é função do tipo de combustível, e varia de zero para o gás natural (ausência de nitrogênio) a 60-80% da emissão total de certos carvões” (Balestieri, 1994, p.106).

- [22](#) Nas palavras de Cohem (2004), “*organic wastes are usually sorted out from the waste stream as “feeds” for the incineration plant. Organic wastes have numerous forms. In simplified terms, the formula  $C_6 H_{10} O_4$  is used to approximate the chemical composition of all organic waste*”.
- [23](#) Dibenzo-para-dioxina e dibenzofurano são sólidos orgânicos com elevado ponto de fusão e baixa pressão de vapor, que se formam em processos de incineração de resíduos sólidos municipais e lodo de esgoto, dentre outras fontes, tendo potencial característica carcinogênica e sendo arrastados pelas correntes de gás de exaustão dos sistemas de combustão (McKay, 2002).
- [24](#) A formação de bolsões de gases traz como consequência o seu posterior escape, liberando o metano ( $CH_4$ ) para atmosfera, e de acordo com Tillman (2000, p.369), 1  $t_{CH_4}$  é equivalente a 11  $t_{CO_2}$  em termos de impactos de aquecimento global. Dessa forma, é imperioso que ao menos sistemas de coleta dos gases e queima em *flare* sejam instalados, quando seu aproveitamento em centrais de geração elétrica não se mostra viável.
- [25](#) A esse respeito, a literatura registra o termo NIMBY, “*Not In My Back Yard* [não em meu quintal], que esclarece a disposição da comunidade de contar com serviços de coleta e aterro de lixo desde que não esteja próximo à sua residência (Dijkgraaf; Vollebergh, 2004). Caso semelhante ocorre com a presença de feiras nas ruas das grandes e médias cidades.
- [26](#) A título de ilustração, para uma população de 1.000.000 habitantes, produzir-se-iam diariamente 90 t de lodo de esgoto a partir desse valor.
- [27](#) Processo de decomposição térmica em ausência de oxigênio.
- [28](#) A unidade  $Nm^3$  corresponde a metros cúbicos nas condições normais de temperatura e pressão (em geral, 0 °C e 100 kPa). A unidade  $Sm^3$  corresponde a metros cúbicos na condição padrão (*standard*), de 25 °C e 100 kPa.
- [29](#) O autor cita nominalmente o valor 550 kWh elétrico para uma tonelada de resíduos sólidos urbanos, que corresponde a uma eficiência térmica de 20% para um combustível com poder calorífico inferior de 10 MJ/kg.
- [30](#) A consideração de que o  $CH_4$  é 21 vezes pior que o  $CO_2$  em termos de aquecimento global é recorrente em muitas publicações (Rosa, 2003, p.96).
- [31](#) “*The preliminary results of the first measurements have confirmed the assumption that the GHG emissions from composting can be ignored*” (Pipatti; Savolainen, 1996, p.1106).

- [32](#) Aqui se refere àqueles que não têm conhecimentos na área de agronomia ou das engenharias florestal ou agrícola.
- [33](#) A Resolução especifica que é obrigatório haver, no mínimo, 80 espécies espécies florestais nativas de ocorrência regional.
- [34](#) Há especificação para outras formações ou situações de baixa diversidade de espécies florestais, bem como a determinação de que compete ao Instituto de Botânica de São Paulo disponibilizar lista de espécies florestais de ocorrência regional.

# 5

## FONTES COMBUSTÍVEIS INDUSTRIAIS

*“Nada do que foi será  
De novo do jeito que já foi um dia,  
Tudo passa  
Tudo sempre passará.”*

(Lulu Santos e Nelson Mota, “Como uma onda”)

### **Introdução**

Fontes energéticas baseadas em biomassas representam uma significativa alternativa para a inclusão de fontes energéticas ao atual sistema de geração térmica de qualquer país, uma vez que as emissões de CO<sub>2</sub> devem ser analisadas do ponto de vista de sua incorporação e posterior liberação à massa orgânica, com resultado nulo (ou mesmo próximo dessa condição).

Como foi apresentado no capítulo precedente, a grande disponibilidade de resíduos orgânicos decorrentes da condição existencial do ser humano sobre a face deste planeta, se por um lado representa um grande passivo ambiental que precisa ser equacionado, por outro pode ser integrado, por

meio de tecnologias avançadas, à estrutura de geração térmica dos países, representando um deslocamento ambientalmente favorável em relação ao emprego de combustíveis fósseis. [35](#)

No presente capítulo apresenta-se o hidrogênio como fonte energética potencial para um futuro próximo, assim como fontes energéticas associadas a processos industriais que contam com maior aderência à prática da cogeração relativamente a gases de síntese gerados no processamento de matérias-primas ou a eles convertidos a partir de fontes energéticas sólidas disponibilizadas pelo processo.

## **Emprego do hidrogênio**

O hidrogênio não é uma fonte de energia primária, tal como se definem o carvão, o gás natural ou o petróleo; assim como a energia elétrica, o hidrogênio é uma forma secundária de energia, produzida a partir de outras fontes primárias (Koroneos et al., 2004).

A produção de hidrogênio apresenta diversas rotas tecnológicas, e a reforma a vapor a partir de gás natural (ou outro combustível, como o etanol) ainda é a mais difundida (Silva, 2003), respondendo por 48% do total (do restante, 30% seriam gerados a partir do petróleo, 18% a partir do carvão e 4% a partir de eletrólise baseada em diversas fontes), ainda que a investigação sobre as rotas nuclear e biológica venham sendo pesquisadas como forma de produção desse recurso energético por meios isentos de produção de CO<sub>2</sub>.

De acordo com Silva (2003), o uso principal do hidrogênio no Brasil encontra-se no setor industrial: na indústria química é utilizado na síntese da amônia, do metanol, ciclohexano (hidrogenação do benzeno), dentre outros. Na indústria petroquímica é empregado no hidrotreamento de derivados de petróleo (diesel, nafta, óleos lubrificantes, parafinas e normal parafinas) e no hidrocraqueamento de hidrocarbonetos pesados; na indústria

siderúrgica, ainda que em menor escala, na produção de ferro-esponja e tratamento de aços.

A Tabela 5.1 identifica os principais processos de produção de hidrogênio, de acordo com Silva (2003). Na sequência são relatadas as características das principais formas de geração de hidrogênio, buscando destacar aquelas que são empregadas de forma corrente e as que apresentam condições promissoras de serem utilizadas nas próximas décadas.

Tabela 5.1 – Principais processos de geração de hidrogênio

Processo	Insumo básico	Fonte de energia
Reforma a vapor de hidrocarbonetos	Hidrocarbonetos leves (metano, nafta) e água	Calor liberado na queima do hidrocarboneto
Oxidação parcial de óleos pesados	Hidrocarbonetos pesados e água	Calor liberado na queima do hidrocarboneto
Oxidação parcial de carvão	Carvão e água	Calor liberado na queima do carvão
Eletrólise	Água	Eleticidade
Eletrólise fotovoltaica	Água	Radiação solar, painéis fotovoltaicos
Termoquímico	Água	Calor gerado em usinas nucleares ou energia solar
Hidrólise em altas temperaturas	Água	Calor gerado em usinas nucleares ou energia solar

Fonte: Silva (2003).

Os três métodos de reforma comercialmente disponíveis são (Silva, 2003):

- 1) *reforma a vapor* : o combustível é aquecido e vaporizado e posteriormente injetado com vapor superaquecido em uma câmara de reação, processo que ocorre de forma lenta e endotérmica, requerendo um grande reformador; o processo é normalmente realizado com catalisadores à base de níquel e pode utilizar hidrocarbonetos leves ou pesados;
- 2) *oxidação parcial* : consiste em uma combustão incompleta do combustível, empregando uma quantidade de ar ou oxigênio estequiométrica numa região altamente exotérmica que conduz os componentes a elevadas temperaturas. Esse processo pode ou não

empregar catalisadores; apesar da temperatura mais elevada que no caso da reforma a vapor, esse método permite uso de reformador mais leve e compacto;

- 3) *reforma autotérmica* : é a combinação dos dois processos anteriores num único reformador; a reforma a vapor absorve parte do calor gerado pela reação de oxidação parcial, resultando em um processo levemente exotérmico. O reformador é pequeno, de partida rápida e possui elevada eficiência.

## **Reforma a vapor**

A reforma a vapor consiste na conversão catalítica e endotérmica (processo termoquímico) de um combustível que seja comercialmente disponível – sólido, líquido ou gasoso – em um gás combustível, o hidrogênio. Hidrocarbonetos leves, entre o metano e a nafta, com pontos de ebulição inferiores a 250 °C, podem reagir com água à temperatura entre 300 °C e 700 °C em presença de catalisadores, resultando uma mistura de gases formada principalmente por H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> (Silva, 2003).

De acordo com Gaudernack e Lynam (1997), a reforma a vapor a partir do gás natural é o método dominante para a produção de hidrogênio, e aquela para a qual a tecnologia está mais bem dominada, embora comporte desenvolvimento e melhorias, uma vez que os reformadores de vapor convencionais ainda podem apresentar menores dimensões, menores temperaturas de operação, melhor capacidade de troca de calor e menores emissões de CO<sub>2</sub> e NO<sub>x</sub>.

A Figura 5.1 ilustra de forma esquemática o processo de reforma a vapor (Spath; Mann, 2001); gás natural sofre processo de hidrogenação a partir de hidrogênio gerado no próprio processo de reforma e é submetido ao catalisador antes da entrada no reformador, que recebe vapor e mais gás natural. Os processos em escala industrial realizam-se com temperatura de 850 °C e pressões da ordem de 2,5 MPa, numa reação do tipo  $C_n H_m + nH_2 O \rightarrow nCO + (n + m/2) H_2$ , enquanto a reação exotérmica catalítica (reação

de *shift* ) do monóxido de carbono resultante produz hidrogênio puro a partir da reação  $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ .

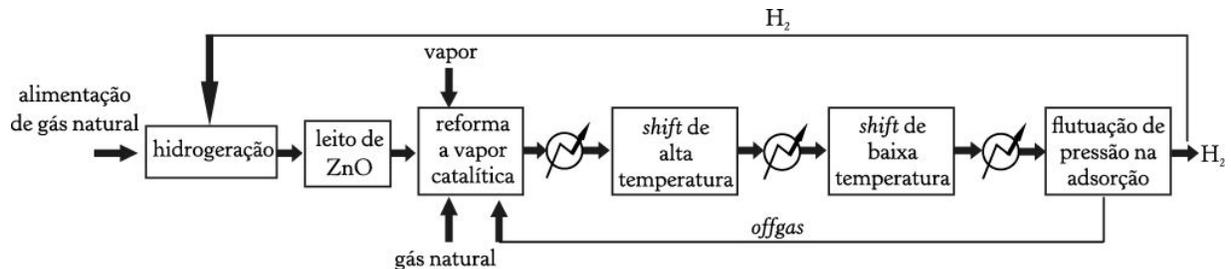


Figura 5.1 – Produção de hidrogênio por reforma a vapor

Fonte: Koroneos et al. (2004).

A inclusão de membranas seletivas em reformadores a vapor ou reatores de *shift* tem sido objeto de significativo interesse e pesquisa, e de acordo com Gaudernack e Lynum (1997), seu emprego na remoção de produtos da reação (membranas permeáveis ao  $\text{H}_2$  ou ao  $\text{CO}_2$ ) altera o equilíbrio e cria condições termodinâmicas mais favoráveis para o processo ao permitir menores temperaturas operacionais. Outra questão ponderada pelos mesmos autores diz respeito à comparação de custos decorrentes da separação de  $\text{CO}_2$  nos produtos do reformador a vapor e/ou do reator de *shift*, [36](#) comparativamente à alternativa de removê-lo dos gases de exaustão das centrais geradoras de potência que queimam gás natural, que em seu entendimento é mais simples e mais barata no primeiro caso.

O desenvolvimento de reformador com membrana de liga de paládio reportado por Shirasaki et al. (2009) apresenta os resultados de um teste demonstrativo com produção de  $40 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de hidrogênio com pureza de 99,99% e eficiência de produção de 76%. O sistema é concebido como sendo o de mais alta eficiência na produção de hidrogênio a partir de gás natural dentre várias tecnologias que competem entre si, embora os autores reconheçam a necessidade de maiores esforços no seu desenvolvimento até que seja possível alcançar o estágio de comercialização.

## Eletrólise

Eletrólise é todo processo desenvolvido em um sistema químico no qual as reações são desencadeadas a partir da aplicação de uma força eletromotriz gerada por uma fonte externa a tal sistema (Neves Jr., 1987). O fornecimento de tensão e corrente é feito através de eletrodos, entre os quais existe um meio condutor iônico que pode ser líquido ou sólido (Figura 5.2).

A eletrólise frequentemente é considerada como método de produção de hidrogênio por ser um processo que não está diretamente vinculado a combustíveis fósseis (nos casos em que a força eletromotriz é de origem renovável); o hidrogênio assim gerado apresenta um elevado grau de pureza, entre 99,5000% e 99,9990% (Silva, 2003). As tecnologias comerciais de produção de hidrogênio por eletrólise apresentam consumos que variam entre 4,1 kWh/m<sup>3</sup> de H<sub>2</sub> (não pressurizado) até 6,4 kWh/m<sup>3</sup> de H<sub>2</sub> (pressurizado); o consumo de água varia de 0,85 litros/m<sup>3</sup> a 1,0 litros/m<sup>3</sup> de H<sub>2</sub>, estando a concentração de KOH situada entre 25% e 30% em massa (Souza, 1998). Do ponto de vista da emissão de CO<sub>2</sub>, a reforma a vapor apresenta taxa de 8,9 kg de CO<sub>2</sub> por kg de H<sub>2</sub>, ao passo que o craqueamento de metanol apresenta taxa de 13,4 kg de CO<sub>2</sub> por kg de H<sub>2</sub> e a eletrólise conta com o maior valor, 28,9 kg de CO<sub>2</sub> por kg de H<sub>2</sub> (Stoll; Linde, 2000).

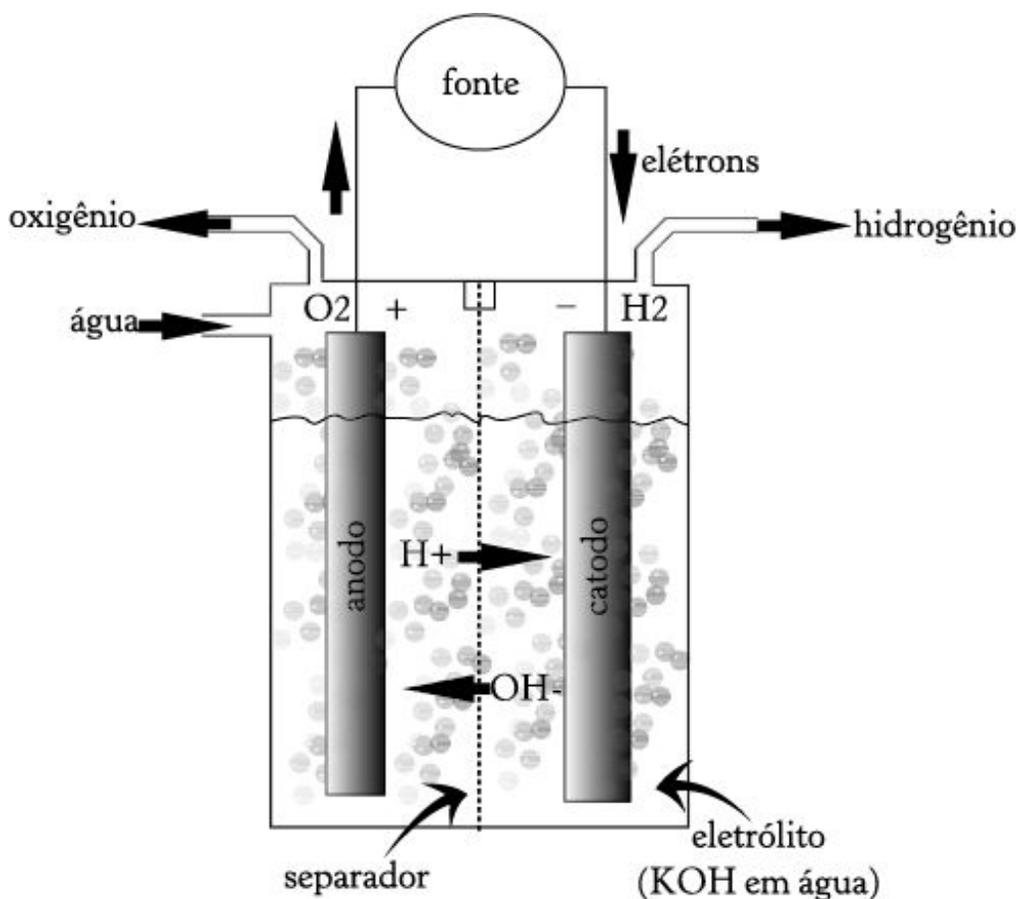


Figura 5.2 – Produção de hidrogênio por eletrólise  
 Fonte: Huttunen e Lampinen (2005).

### Rota biológica e emprego de fontes renováveis

A produção biológica de hidrogênio, também chamada bio-hidrogênio (bio-H<sub>2</sub>), ainda se apresenta como uma área nova de pesquisa e com grande potencial em termos de desenvolvimento tecnológico. Como descrito nas palavras de Levin et al. (2004, p.183), “a tecnologia de bio-hidrogênio encontra-se ainda em sua infância”, e no momento as taxas de produção são reduzidas, exigindo reatores de grandes volumes para taxas de produção aquém das necessidades de produção; posição semelhante é compartilhada por Sinha e Pandey (2011) quando concluem que a questão mais desafiadora a ser enfrentada seria o desenvolvimento de um processo prático que extraísse quase todo o hidrogênio do substrato (glucose) de

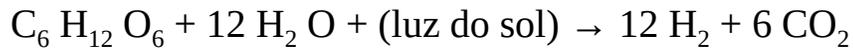
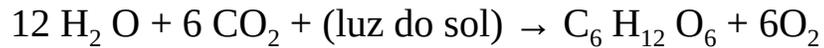
modo a se obter uma conversão de 12 moles de hidrogênio por mol de glucose.

Os métodos biológicos, ao contrário dos químicos (reforma a vapor e oxidação parcial de combustíveis fósseis), operam com baixas temperaturas, o que os torna menos dispendiosos e mais intensivos na produção de energia. Demandam, no entanto, matéria-prima cara que se torna uma dos principais limitantes para a produção do bio-H<sub>2</sub>, levando à busca de resíduos como fontes potenciais para tanto (Kapdan; Kargi, 2006). Os critérios para o emprego de resíduos a serem empregados para a produção do bio-H<sub>2</sub> são sua disponibilidade, custo, conteúdo de carboidratos e capacidade de biodegradação; açúcares simples como a glicose, lactose e sacarose são substratos biodegradáveis e preferidos para a produção do bio-H<sub>2</sub>; no entanto, fontes puras de carboidratos são matérias-primas caras para a produção de hidrogênio, e dessa forma empregam-se no momento lodo de esgoto das estações de tratamento, resíduos de água industrial que sejam ricos em carboidratos, assim como celulose e amido dos resíduos agrícolas e de indústrias alimentícias.

Os métodos descritos na literatura para produção do bio-hidrogênio são, conforme descrição de Levin et al. (2004):

- *biofotólise direta* : a produção fotossintética do hidrogênio a partir da água é um processo biológico que converte a luz do sol em energia química armazenada a partir da seguinte reação:  $2 \text{H}_2 \text{O} + (\text{luz do sol}) \rightarrow 2 \text{H}_2 + \text{O}_2$ . As algas verdes, em condições anaeróbicas, podem utilizar o hidrogênio como doador no processo de fixação do CO<sub>2</sub> ou produzir hidrogênio. A produção de bio-H<sub>2</sub> por microalgas verdes requer de alguns minutos a algumas horas de incubação anaeróbica no escuro para induzir a síntese e/ou ativação de enzimas envolvidas no metabolismo do hidrogênio, incluindo a enzima hidrogenase reversível.
- *biofotólise indireta* : cianobactérias podem também sintetizar e produzir hidrogênio através de fotossíntese por meio dos seguintes

processos:



As cianobactérias, ou algas verdes-azuis, constituem o maior e mais diverso grupo de microrganismos fotoautótrofo que se desenvolveu e diversificou na face da Terra.

- *fotofermentação* : a bactéria roxa produz hidrogênio molecular catalisado por nitrogenase sob condições de déficit de nitrogênio, empregando energia luminosa e componentes reduzidos (ácidos orgânicos):  $\text{C}_6 \text{ H}_{12} \text{ O}_6 + 12 \text{ H}_2 \text{ O} + (\text{luz do sol}) \rightarrow 12 \text{ H}_2 + 6 \text{ CO}_2$  . Essa bactéria foto-heterotrófica tem sido investigada por seu potencial de converter energia luminosa em hidrogênio empregando compostos orgânicos de resíduos como substrato em diferentes processos.
- *fermentação no escuro* : hidrogênio pode ser produzido por bactérias anaeróbicas que crescem no escuro, em substratos ricos em carboidratos. Reações de fermentação podem ser operadas em temperaturas mesofílicas (25 °C a 40 °C), termofílica (40 °C a 65 °C), termofílica extrema (65 °C a 80 °C) ou hipertermofílica (> 80 °C).

Enquanto a fotólise direta e a indireta produzem hidrogênio puro, a fermentação no escuro produz um biogás misto contendo  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$  , mas que pode conter quantidades pequenas de  $\text{CH}_4$  ,  $\text{CO}$  e/ou  $\text{H}_2 \text{ S}$  . Carboidratos são os substratos preferidos para o processo de fermentação que leva à produção de hidrogênio; quando ácido acético é o produto final, uma quantidade máxima teórica de 4 moles de  $\text{H}_2$  por mol de glucose é obtido através da reação  $\text{C}_6 \text{ H}_{12} \text{ O}_6 + 12 \text{ H}_2 \text{ O} + (\text{luz do sol}) \rightarrow 2 \text{ CH}_2 \text{ CH}_2 \text{ CH}_2 \text{ COOH} + 4 \text{ H}_2 + 2 \text{ CO}_2$  . A máxima produção teórica tem o acetato como produto final da fermentação; na prática, máxima produção de hidrogênio está associada à fermentação da mistura de acetato e butirato, e a mínima

está associada mistura de propionato e subprodutos reduzidos, como álcoois e ácido láctico.

A produção de bio-hidrogênio por fotólise direta empregando algas verdes encontra-se limitada atualmente pela reduzida eficiência de conversão solar dos aparatos fotossintéticos, pelos processos de síntese de hidrogênio (que precisam separar o processo de oxidação da água da síntese de hidrogênio) e os custos e capacidade dos biorreatores; as tendências futuras do bio-hidrogênio encontram-se vinculadas ao aumento de ganho de produção consequente às modificações genéticas das bactérias produtoras de hidrogênio (Levin et al., 2004).

A produção de hidrogênio empregando algas é lenta, requer luz do sol e é inibida pela presença de oxigênio; a produção de hidrogênio por fermentação no escuro é geralmente menor que a alcançada em condições de iluminação, mas alternando-se ciclos com 14 horas de iluminação e 10 horas no escuro, as suas taxas de produção se mostram ligeiramente maiores (Kapdan; Kargi, 2006). Segundo esses mesmos autores, processos sequenciais ou combinados de fermentação no escuro e fotofermentação parecem se mostrar a abordagem mais atrativa para uma produção elevada de hidrogênio. No entanto, há que mencionar que algumas informações adicionais, relativas às questões específicas da linha do conhecimento em biologia, ainda devem ser consideradas.

Com relação ao emprego de energias renováveis para a produção de hidrogênio, Ni et al. (2006) reportam o emprego de eletrólise da água por meio de painéis fotovoltaicos ou turbinas eólicas, podendo-se empregar eletrolisadores alcalinos, de óxido sólido e de membrana de troca de prótons, sendo nessa ordem tanto o aumento da eficiência quanto de custos. O alto custo da membrana de troca de prótons se deve ao emprego de polímeros nos eletrólitos e platina nos eletrodos.

Ni et al. (2006) também comentam o emprego da água do mar como matéria-prima para o hidrogênio, embora se acautelem sobre os problemas ambientais e de segurança da formação de cloro ao invés de oxigênio no anodo. Citam ainda o emprego de sistemas termoquímicos solares, como torres concentradoras, bem como biomassas através de pirólise e

gaseificação, em uma vertente, e os aspectos anteriormente discutidos sobre bio-hidrogênio, em outra vertente.

Na análise de Wallman et al. (1998) acerca da gaseificação de resíduos sólidos urbanos para a produção de hidrogênio, é proposto o emprego do gaseificador com tecnologia Texaco; a partir de seus resultados, concluíram que o hidrogênio obtido a partir do resíduo sólido urbano, para competir com o que é produzido por reforma a vapor a US\$ 6/GJ, deveria apresentar um poder calorífico mínimo de 25 MJ/kg, o que implica conter óleo de motor, resíduos plásticos e pedaços de pneus em sua composição. Além disso, para que alcance o mesmo valor, é preciso que seja paga uma taxa (*tipping fee*) da ordem de US\$ 100/tonelada.

## **Rota nuclear**

A rota nuclear, em verdade, consiste no emprego de tecnologias de geração nuclear de energia para o acionamento de diferentes formas de produção de hidrogênio; Yildiz e Kazimi (2006) argumentam que maiores temperaturas permitirão reações de produção de hidrogênio por meios termoquímicos e eletroquímicos mais eficientes, e como os sistemas de geração nuclear produzem fluxos para refrigeração do reator com temperaturas da ordem de 700 °C ou maiores, as eficiências – e consequentemente os custos – para produção de hidrogênio podem ser competitivos.

As seguintes alternativas de associação são consideradas (Yildiz; Kazimi, 2006):

- *reator modular de hélio* (MHR, Modular Helium Reactor): empregado para produção de eletricidade e hidrogênio em forma de cogeração, nesse reator a temperatura de saída do fluxo refrigerante pode alcançar 850 °C, com pressão de operação de 7,0 MPa, e propõe-se que venha a atingir 1.000 °C; seu emprego estaria associado a processos termoquímicos de produção de hidrogênio, como a

- reforma a vapor, ou a processos híbridos (termoquímicos e eletrólise);
- *reator avançado de alta temperatura* (AHTR, Advanced High-Temperature Reactor): essa tecnologia ainda não se encontra disponível, mas seu campo de aplicação seria próximo do sistema MHR;
  - *reator avançado a gás* (AGR, Advanced Gas Reactor): esse sistema é comercialmente disponível, com temperatura do fluxo refrigerante (no caso, CO<sub>2</sub>) em torno de 650 °C, com pressão da ordem de 4,3 MPa; o futuro dessa tecnologia está associado ao seu acoplamento a sistemas de conversão energética em ciclo supercrítico de CO<sub>2</sub>; seu emprego estaria associado à tecnologia de eletrólise;
  - *reator autônomo seguro transportável* (STAR-H<sub>2</sub>): empregado para produção de eletricidade e hidrogênio em forma de cogeração, embora ainda não construído comercialmente; a temperatura do fluxo refrigerante deverá ficar em torno de 800 °C em condições de pressão atmosférica;
  - *reator rápido resfriado a sódio* (SFR, Sodium Fast Reactor): a temperatura do fluxo refrigerante é de aproximadamente 550 °C em condições de pressão atmosférica, recomendado para ser empregado em processos termoquímicos.

## **Futuro do hidrogênio**

A entrada do hidrogênio na matriz energética dos países, fato que ficou conhecido pelo crescente emprego do termo “economia do hidrogênio”, apresenta prós e contras. A proximidade do seu desenvolvimento em relação ao das células combustíveis, para produção de eletricidade sem emissão de CO<sub>2</sub>, tem sido objeto de significativa atenção. [37](#)

Como a queima do hidrogênio libera calor e produz água sem envolver átomos de carbono ( $2 \text{H}_2 + \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{H}_2 \text{O}$ ), não há liberação de monóxido de

carbono ou  $\text{CO}_2$ , o que reduziria o efeito estufa, embora possa haver formação de óxidos de nitrogênio. A partir do emprego da técnica de análise do ciclo de vida (LCA), Koroneos et al. (2004) concluíram que, na comparação entre diferentes alternativas renováveis, a geração de hidrogênio a partir da rota fotovoltaica é a que conta com pior desempenho ambiental, fato atribuído à tecnologia de manufatura dos painéis fotovoltaicos, seguida pela rota por queima de biomassa. A geração de hidrogênio a partir do emprego de energia eólica, hidrelétrica e solar térmica foram as que se mostraram mais interessantes do ponto de vista ambiental.

Penner (2006) pondera que a produção de hidrogênio a partir de fontes renováveis não permite alcançar valores competitivos, fato que o leva a advogar o emprego da rota nuclear, embora reconheça que a questão do armazenamento de produtos altamente radiativos ou a possibilidade de facilitação da proliferação nuclear desagrade os idealistas da “economia do hidrogênio”.

No entender de Hammerschlag e Mazza (2005), o hidrogênio pode vir ainda ocupar um lugar importante no futuro energético, mas as pressões decorrentes da real urgência de inclusão de fontes renováveis na matriz energética dos países, melhorias da eficiência dos transportes e necessárias reduções dos gases do efeito estufa não devem ser traduzidas sem alguma cautela na falsa urgência da “economia do hidrogênio”. Se não por outros motivos, Schultz et al. (2003) reportam que, embora os resultados das simulações em cenários prospectivos de dez anos sejam preliminares e mereçam refinamentos, a proposta de substituição de 50% da frota de veículos que atualmente queima combustíveis fósseis por tecnologias de uso de hidrogênio gerado inteiramente por processos livres de emissões encontra simulações em que se observam aumento entre 5% e 10% das emissões de  $\text{CO}_2$  e  $\text{CH}_4$ . Além disso, Damen et al. (2006) observam que, embora haja perspectivas de redução dos custos da produção de hidrogênio em cenários de longo prazo e seja prevista uma profusão de tecnologias consideradas potencialmente disponíveis, não há condições para se realizar previsão mais apurada no momento.

## **Resíduos industriais**

Alguns setores industriais apresentam significativa demanda de hidrogênio, como é o caso do setor petroquímico; outros setores apresentam a produção de gases de síntese que podem ser empregados na geração de energia, como o próprio setor petroquímico, o setor siderúrgico e o de celulose. Nas seções que seguem, apresentam-se informações gerais sobre a produção e o uso de resíduos industriais em tais setores específicos.

### **Setor petroquímico**

Para uma melhor compreensão acerca dos aspectos descritos neste item, apresenta-se de modo simplificado o fluxo de processo em uma refinaria, de acordo com a Figura 5.3; o petróleo cru é inicialmente dessalgado, aquecido em um forno de queima direta e entra na *Unidade de Destilação Atmosférica* (UDTA); a partir da injeção de vapor, realiza-se a separação de frações de hidrocarbonetos leves até gasóleo pesado, os quais seguem para o *hidrotratamento* (HDT). O hidrotratamento é um processo de dessulfurização, no qual nitrogênio e enxofre são removidos a partir da saturação das moléculas olefínicas pesadas para que sejam transformadas em moléculas parafínicas (DOE, 2006). Existem diversos processos de hidrotratamento em uma instalação completa de refino de petróleo.

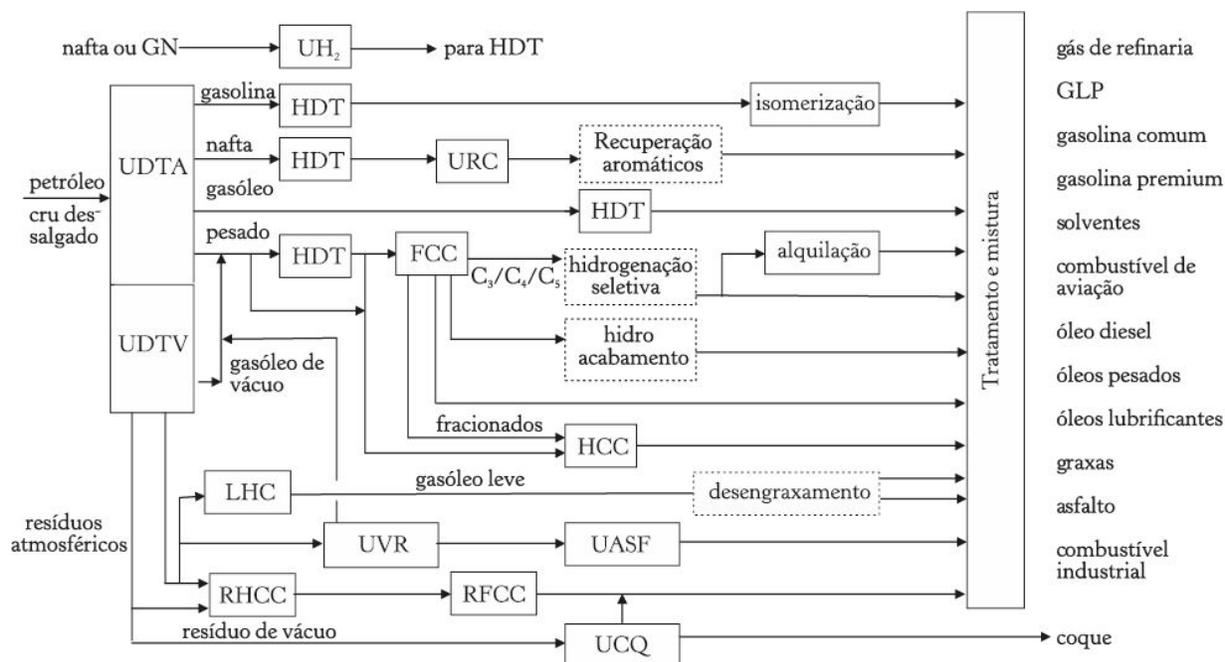


Figura 5.3 – Esquema simplificado de uma refinaria  
 Fonte: DOE (2006)

O *craqueamento catalítico fluidizado* <sup>38</sup> (FCC, Fluid Catalytic Cracking) converte gasóleos pesados em gasolina e outros produtos leves e substitui o craqueamento térmico (há também a possibilidade de se incluir um craqueamento catalítico fluidizado para resíduos de vácuo por meio do RFCC). A *alquilação* é processo pelo qual se convertem moléculas leves (butilenos e isobutano, por exemplo) em moléculas maiores (parafínicos) para aumentar os níveis de octanagem do combustível sem aumentar sua volatilidade. Por sua vez, a *isomerização* é utilizada para o rearranjo molecular sem adição ou remoção de átomos da molécula original (Szklo, 2005).

A *reforma catalítica* (URC) converte nafta e gasolina pesada em componentes de mistura para gasolina de alta octanagem. A alimentação do reformador do e para o reformador é composta por quatro grupos principais (parafínico, olefínico, naftênico e aromático) e, mais do que combinar ou quebrar moléculas para obter os produtos desejados, nesse processo reestruturam-se moléculas de hidrocarbonetos que se encontram na

dimensão correta mas têm estrutura ou configuração molecular não conforme (DOE, 2006).

Os resíduos atmosféricos constam de hidrocarbonetos com ponto de ebulição superior a 400 °C e que se decompõem sob pressão atmosférica se atingidos seus pontos de ebulição; são, por isso, transferidos para a *Unidade de Destilação a Vácuo* (UDTV) em condições de 10 mmHg a 400 mmHg, o que reduz o ponto de ebulição das frações e permite sua separação em menores temperaturas. Os produtos dessa unidade são enviados para unidades de craqueamento e/ou de coqueamento para se transformarem em derivados de maior valor.

O *hidrocraqueamento catalítico* é o processo pelo qual são convertidos gasóleos (através do HCC) e resíduos de vácuo (através do RHCC) – gasóleo de vácuo, óleo leve de reciclo, gasóleo pesado de coque, óleo desasfaltado, dentre outros – em produtos leves. A *Unidade de Viscorredução* (UVR) utiliza calor e pressão como agente de quebra das moléculas para reduzir a viscosidade dos derivados pesados e aumentar a quantidade de gasóleo destinado à produção de gasolina. Unidades como *hidrocraqueamento de lubrificantes* (LHC) e de *asfalto* (UASF) podem também estar presentes em muitas refinarias.

O coqueamento é realizado na *Unidade de Coque* (UCQ) por meio de processo térmico não catalítico de craqueamento; o resíduo de vácuo é separado em uma torre fracionadora em gasóleo, gasolina de coqueamento, gases combustíveis e coque de petróleo, sendo este último carbono sólido com variados teores de impurezas. De acordo com Szklo (2005), o coque de petróleo é um produto comercial utilizado tanto como energético como produto não energético, e é distinto do coque utilizado como combustível em refinarias, que é originado no FCC. Estudos voltados à combustão limpa para geração de energia a partir do coque de petróleo vêm sendo considerados na literatura (Wang et al., 2004).

Embora com grande potencial de cogeração, em especial devido à disponibilidade de gases derivados do processo de transformação do petróleo e do próprio gás natural, o setor petroquímico não apresenta um resíduo característico que possa ser caracterizado necessariamente como

alternativo aos combustíveis fósseis, tal como ocorre com o setor siderúrgico. No entanto, o potencial médio de melhorias em eficiência energética – no qual a cogeração é uma das opções mais factíveis – em base mundial, nesse setor, é situado próximo de 30%, e desse valor 17% é atribuído à cogeração especificamente e 13%, à economia de combustíveis em refinarias (Milosevic; Cowart, 2002).

Esses mesmos autores também argumentam que o valor de 30% é bastante conservador porque assume que as refinarias apenas cogeram potência mecânica (ou elétrica) para atender às suas próprias demandas, empregando apenas uma fração do calor disponível para aproveitamento térmico (muitas vezes na forma de vapor condensado). Nesse sentido, acreditam que o potencial de melhorias energéticas pode ser bem maior, especialmente porque na análise de cogeração foi assumido que parte do calor rejeitado no ciclo térmico é enviado para consumidores de vapor, mas aplicações adicionais de cogeração como o pré-aquecimento do petróleo (cru) ou mesmo sua exaustão nos fornos de processamento do cru são práticas comuns.

Para Milosevic e Cowart (2002), as demandas térmicas das refinarias são a chave para o sucesso desse empreendimento, e adicionalmente elas estabelecem que, para garantir de forma plena que o potencial de cogeração se realize, algum excedente elétrico deve ser gerado nas instalações da refinaria de modo a que possa ser exportada à rede da concessionária. Haworth et al. (2000), contudo, sinalizam que o custo efetivo da cogeração é geralmente elevado e pode ser economicamente viável gerar potência elétrica mesmo se houver emprego limitado do vapor nas unidades de processo.

Atualmente, o cuidado devotado à questão da redução das emissões de CO<sub>2</sub> tem se revelado determinante, e na indústria petroquímica isso tem sido uma preocupação especial a ponto de se observar que a atratividade de tecnologias avançadas pode ser reduzida caso seu emprego signifique aumento nas emissões de CO<sub>2</sub> ; felizmente, as tecnologias avançadas em desenvolvimento são baseadas em conceitos de cogeração, cujas premissas

envolvem a geração de maiores capacidades de potência térmica e elétrica com menor consumo de combustível.

A eficiência energética na indústria japonesa é uma das mais altas do mundo, de acordo com Gielen et al. (2002), o que faz que a redução das emissões de CO<sub>2</sub> se torne mais difícil e cara. Nesse contexto, a busca por alternativas sustentáveis se torna mais atrativa, e dentre elas a substituição de matéria-prima na indústria petroquímica pode se revelar interessante. O emprego de biomassa no setor petroquímico já é realidade, posto que parte significativa de surfactantes e detergentes é atualmente derivada de óleos vegetais; no entanto, a produção de etileno (C<sub>2</sub> H<sub>6</sub>) a partir de etanol, derivado de biomassa como a cana-de-açúcar, já apresentou escala comercial no passado mas cedeu espaço por conta dos maiores custos de produção comparativamente ao emprego de combustíveis fósseis em momento mais recente da História (por craqueamento térmico de hidrocarbonetos como etano, gás liquefeito de petróleo, nafta, gasóleo e derivados de carvão, de acordo com Phylipsen et al., 2002), e pode vir a ocupar espaço novamente em face da atual realidade ambiental. Os mesmos autores citam diferentes alternativas para substituição de matéria prima fóssil por biomassa no setor petroquímico.

Klemeš et al. (1997) apresentaram uma metodologia de integração de processos que considera a cogeração em conjunto com a emissão de CO<sub>2</sub>, reportando economias de combustível superiores a 20% e melhorias de pelo menos 50% em termos da redução dos níveis globais de CO<sub>2</sub> em comparação com melhorias obtidas pela aplicação de processos industriais individuais.

Phylipsen et al. (2002) realizaram uma análise de eficiência energética para a indústria holandesa baseado no uso do Índice de Eficiência Energética (IEE), um conceito usual do setor petroquímico (ou pelo menos na área de refino) mas que nesse caso foi extrapolado para outros setores, como o siderúrgico, celulose e papel, além da geração pública de energia elétrica. Para o setor petroquímico, a produção de etileno foi particularmente considerada. Numa análise real e estática do uso da energia

e emissão de CO<sub>2</sub> que considerou todos os produtores da Comunidade Europeia, Japão, Coreia, os Estados Unidos e países da América do Sul, os autores concluíram que o setor petroquímico (com economias energéticas comparativas de 22 a 26 PJ e redução da emissão de CO<sub>2</sub> comparada à melhoria de eficiência autônoma de 1,3 a 1,6 Mt) e o setor elétrico (41 a 64 PJ e -0,6 a 2,8 Mt, respectivamente) foram os que registraram maiores condições de economia.

A proposta de cogeração de eletricidade e aproveitamento de gases quentes em fornos aparece na literatura com alguma recorrência. O uso de turbinas a gás para produzir eletricidade e gases quentes para atender às necessidades térmicas de fornos de craqueamento é proposto por Albano et al. (1992) como uma solução atrativa de reduzir as necessidades energéticas da produção de etileno. Como os fornos de craqueamento são reconhecidamente alguns dos maiores consumidores energéticos de uma unidade de produção de olefinas, [39](#) a associação com sistemas de cogeração resulta na redução de substancial quantidade de energia. A Figura 5.4 ilustra a proposta de associação de turbinas a gás à unidade de produção de olefinas.

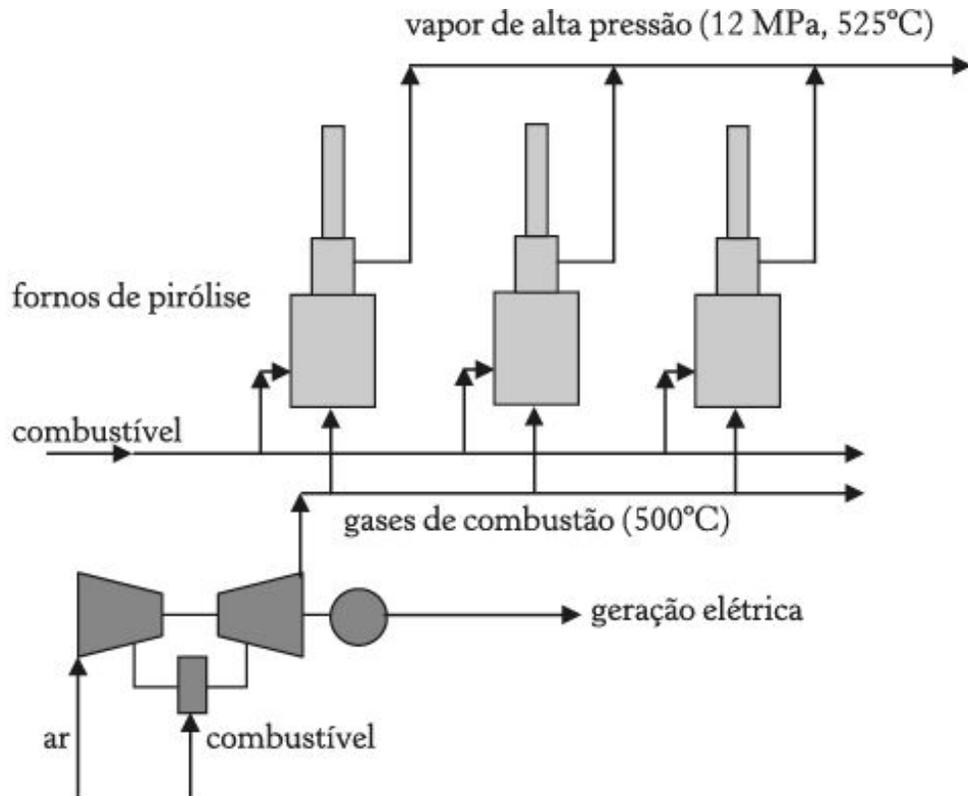


Figura 5.4 – Integração de turbinas a gás a uma unidade de produção de olefinas  
 Fonte: Albano et al. (1992).

A avaliação dos prós e contras de propostas como essa deve levar em conta o maior número de variáveis de decisão, como a queda de pressão requerida no duto e nos queimadores, bem como a temperatura do gás de entrada no queimador. Ernst e Balestieri (2003) analisaram a cogeração de eletricidade e aproveitamento de gases quentes em fornos de aquecimento, comparativamente ao emprego de ar de combustão, tal como apresentado na Figura 5.5.

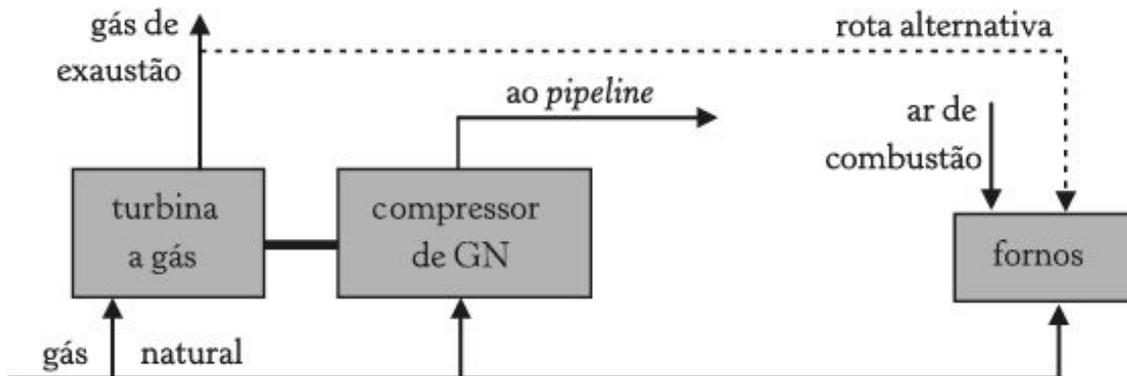


Figura 5.5 – Proposta de uso de gases de exaustão em forno de aquecimento

Fonte: Ernst e Balestieri (2003).

A proposta apresentada na Figura 5.5 consta da linha de transporte de gás natural desde a estação de compressão até a unidade de processamento; a primeira unidade tem por finalidade compensar a queda de pressão do gás natural ao longo do duto e é composta principalmente por compressores de gás natural acionados por turbinas a gás, ao passo que a segunda unidade é responsável pela produção de Gás Liquefeito de Petróleo (GLP), e fornos de aquecimento são empregados. A alternativa, tal como apresentado na linha pontilhada, consiste em enviar aos fornos parte dos gases de exaustão diretamente aos fornos de modo a substituir o ar atmosférico de combustão. Os autores concluíram que se faz necessária uma cuidadosa avaliação econômica para validar a atratividade da proposta alternativa.

Como as operações de polimerização necessitam de energia tanto térmica quanto elétrica em quantidade significativa, Budin et al. (2006) desenvolveram uma análise de sistemas de cogeração para a produção de polietileno de baixa densidade (LDPE, Low Density Polyethylene) que alcançou economia na energia elétrica adquirida da concessionária da ordem de 17,6%. Numa comparação entre um ciclo térmico a vapor com turbina a vapor de contrapressão operando em cogeração e a geração em separado de eletricidade e de energia térmica, o primeiro alcançou economia de 16% a 24% ao passo que o último, de 5% a 7,3%.

A cogeração de eletricidade e etileno através da oxidação de metano é proposta por Hugill et al. (2005). Os autores compararam uma proposta de cogeração com outra proposta na qual etileno e eletricidade eram gerados de forma separada por processos convencionais. A proposta de emprego de sistemas de cogeração para geração de etileno e eletricidade foi primeiramente sugerida por Penninger (1996 apud Hugill et al., 2005) e subsequentemente estudada por Swanenberg (1998 apud Hugill et al., 2005), que propôs duas opções: a primeira, apresentada na Figura 5.6, consiste em uma unidade de produção de etileno, tendo a eletricidade como coproduto; e a segunda consiste na geração de eletricidade, tendo a

produção de etileno como coproduto. Esta última não foi avaliada por Hugill et al. (2005), sendo entretanto apresentada pelos autores como uma forma interessante de produção de eletricidade a ser considerada quando a conexão com a rede da concessionária é factível.

A proposta de Hugill et al. (2005) se baseia no uso de um reator de leito fluidizado para oxidação de metano (OCM, Oxidative Coupling of Methane) para operar a  $800\text{ }^{\circ}\text{C}$  e 101 kPa, gerando vapor de alta pressão. [40](#) A geração de energia é baseada em ciclo térmico a vapor com turbinas de condensação; para Gielen et al. (2002), tal tecnologia é dependente do desenvolvimento de catalisadores e gera considerável quantidade de vapor como coproduto.

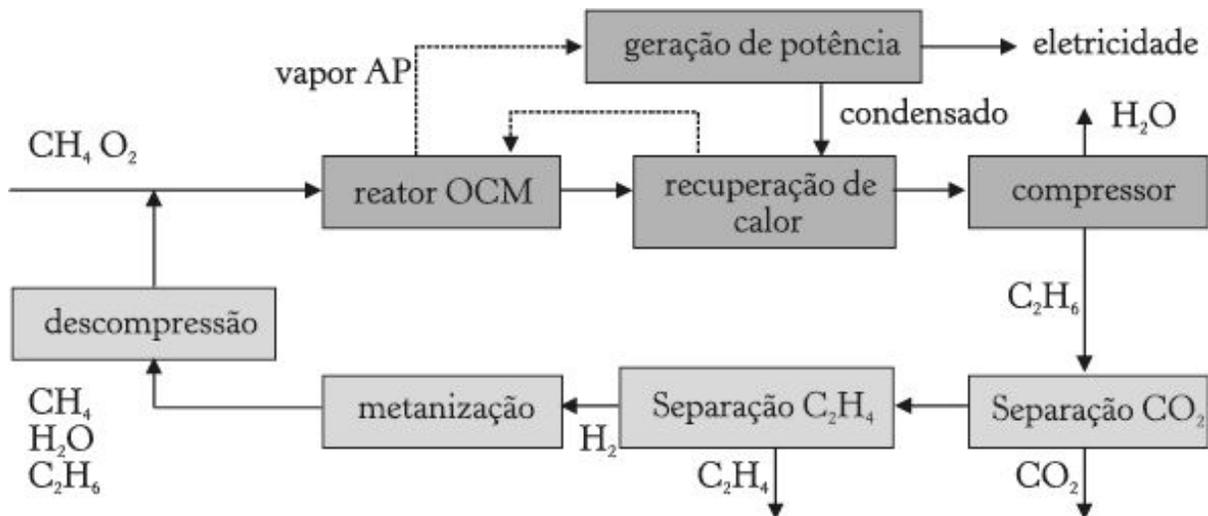


Figura 5.6 – Alternativa de cogeração de etileno e eletricidade, tendo a última como coproduto

Fonte: Hugill et al. (2005).

Como conclusões, Hugill et al. (2005) consideraram que o esquema proposto não reduz significativamente o consumo de energia, mas sim as emissões de  $\text{CO}_2$ ; dessa forma, aos preços da época, e sem excedente elétrico para comercialização, a proposta de cogeração de etileno e eletricidade, tendo esta última como coproduto, foi considerada menos atrativa que a geração isolada de ambos os produtos. Os autores comentam que “a mais promissora alternativa (de longo prazo) para o reator de leito

fluidizado para a oxidação de metano é o reator de membrana permeável ao oxigênio que, pela eliminação da necessidade de uma unidade de produção de oxigênio, pode gerar significativa melhoria em termos de eficiência energética, emissões de CO<sub>2</sub> e custos”.

Com significativo potencial para futuras pesquisas, deve ser considerado que é preciso investigar a proposta alternativa de Swanenberg (1998 apud Hugill et al., 2005), que apresenta maior produção de energia elétrica, gerando inclusive excedentes comercializáveis, o que potencialmente poderia equacionar o problema verificado nas conclusões do trabalho de Hugill et al. (2005).

O conceito de cogeração de eletricidade e hidrogênio é atrativo para o setor petroquímico porque o uso de ambos – em especial o hidrogênio – é bastante elevado, sendo o produto de maior volume e valor numa refinaria típica (Terrible et al., 1999): o hidrocraqueamento catalítico consome 362.103 MJ/bbl a 904.103 MJ/bbl de petróleo cru e o hidrotratamento catalítico consome 235.103 MJ/bbl de petróleo cru (DOE, 1998).

Nesse setor, o hidrogênio é empregado em dois tipos de processo, o Hidrocraqueamento Catalítico (HCC) e o Hidrotratamento (HDT), ambos empregando catalisador metálico e atmosfera redutora; de acordo com Szklo (2005), entretanto, nem todo o hidrogênio demandado por tais processos advém de outras unidades de conversão da refinaria: a reforma catalítica inerente ao processo petroquímico (URC na Figura 5.3) produz hidrogênio em quantidades não suficientes para o atendimento das necessidades da instalação, <sup>41</sup> o que torna necessária a inclusão de unidades de produção de hidrogênio por oxidação parcial de frações pesadas de hidrocarbonetos ou por reforma a vapor de frações leves ou de gás natural.

Terrible et al. (1999) propuseram um sistema de cogeração que produz eletricidade, vapor e hidrogênio para processo integrado ao reformador de metano a vapor (SMR, Steam-Methane Reformer); no reformador ocorre um processo endotérmico e, por consequência da cinética química, a temperatura deve estar acima de 790 °C na seção radiante do forno, o que faz que haja disponibilidade de calor residual para produção de vapor para

ser exportado para outros processos. Para os autores, a alternativa com cogeração pode representar aproximadamente 20% de redução no consumo de potência elétrica comparativamente à operação do reformador sem cogeração. A Figura 5.7 ilustra a proposta do sistema de cogeração baseado em ciclo térmico a vapor integrado no reformador de vapor (no caso, com turbina de condensação e extração, mas poderia ser de contrapressão pura); a Figura 5.8 ilustra a integração de um ciclo térmico a gás ao reformador de vapor.

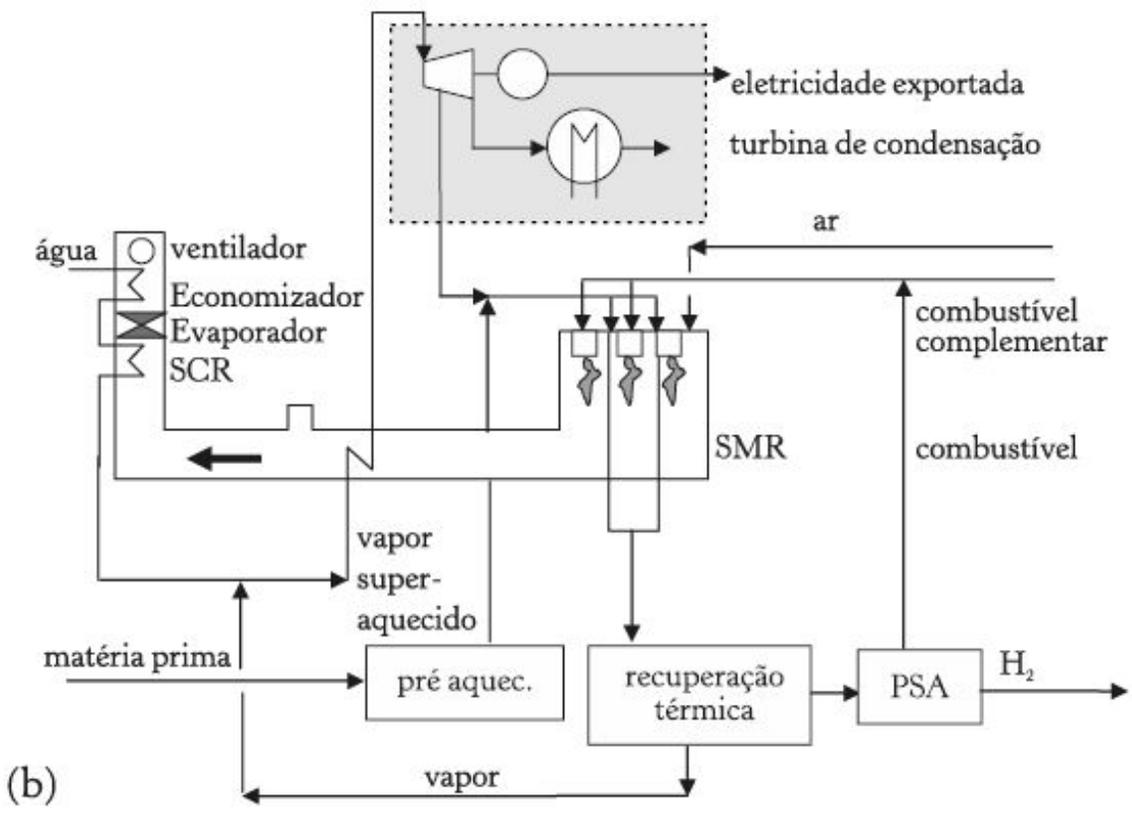
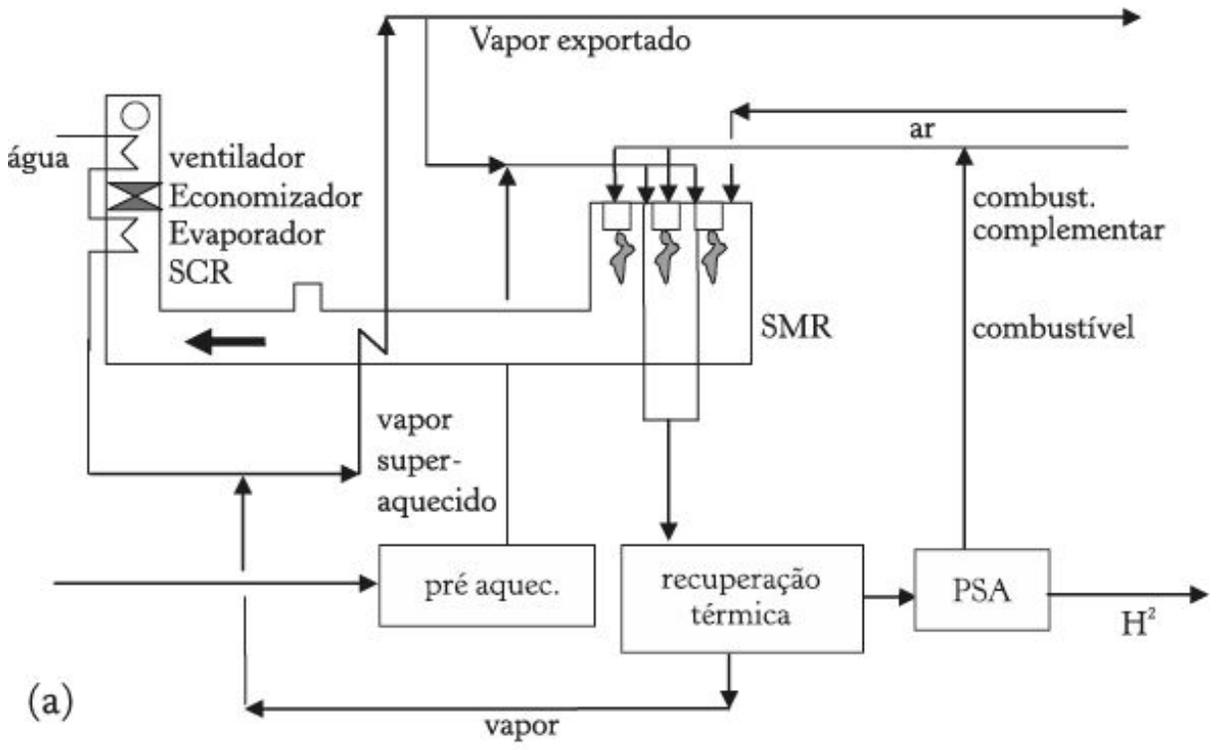


Figura 5.7 – Reformador de vapor isolado (a) e integrado a sistema de cogeração a vapor (b)

Nota: PSA – Pure Swing Adsorption. Fonte: Terrible et al. (1999).

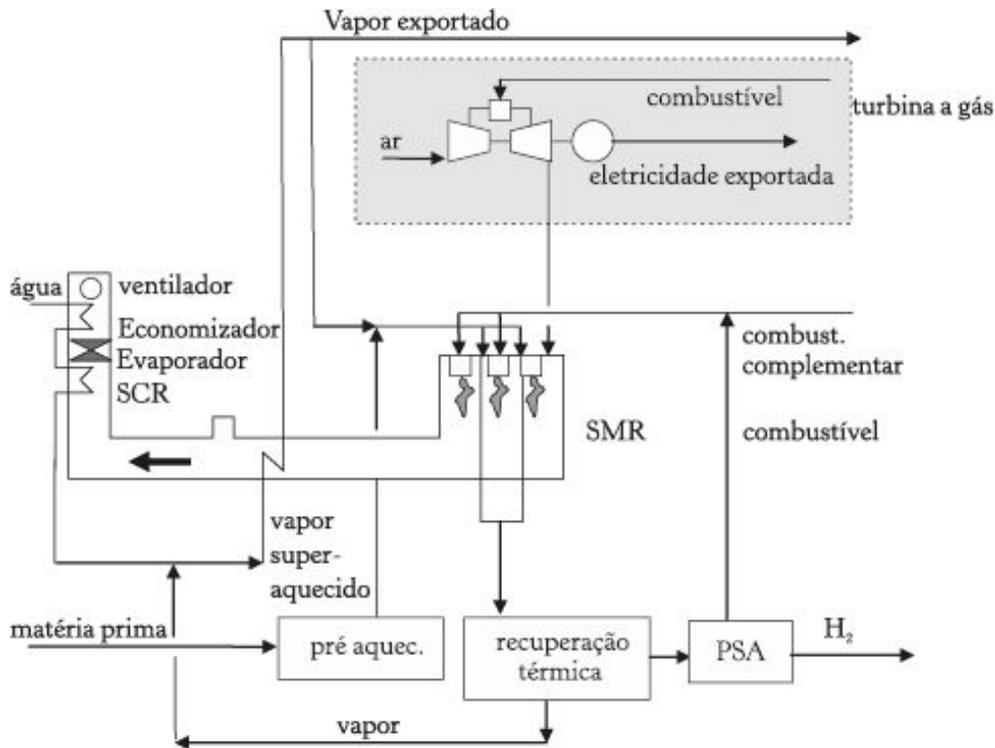


Figura 5.8 – Reformador de vapor integrado a sistema de cogeração a gás

Nota: PSA – Pure Swing Adsorption. Fonte: Terrible et al. (1999).

Spazzafumo (2004) propôs duas diferentes soluções para aumentar a temperatura do vapor: um ciclo a vapor híbrido com pós-superaquecimento que utilize hidrogênio e oxigênio apenas para levá-lo à condição do vapor necessária para o processamento de combustível, conforme Figura 5.9(a), e um ciclo em contrapressão hidrogênio/oxigênio para o ciclo termodinâmico completo, descrito na Figura 5.9(b). Ainda de acordo com Spazzafumo (2004), o hidrogênio seria gerado a partir de combustíveis fósseis e o oxigênio seria gerado em um processo separado (por destilação de ar, por exemplo); tais propostas poderiam ser potencialmente viabilizadas com sequestro de  $\text{CO}_2$  ou mesmo com emissão nula de  $\text{CO}_2$ .

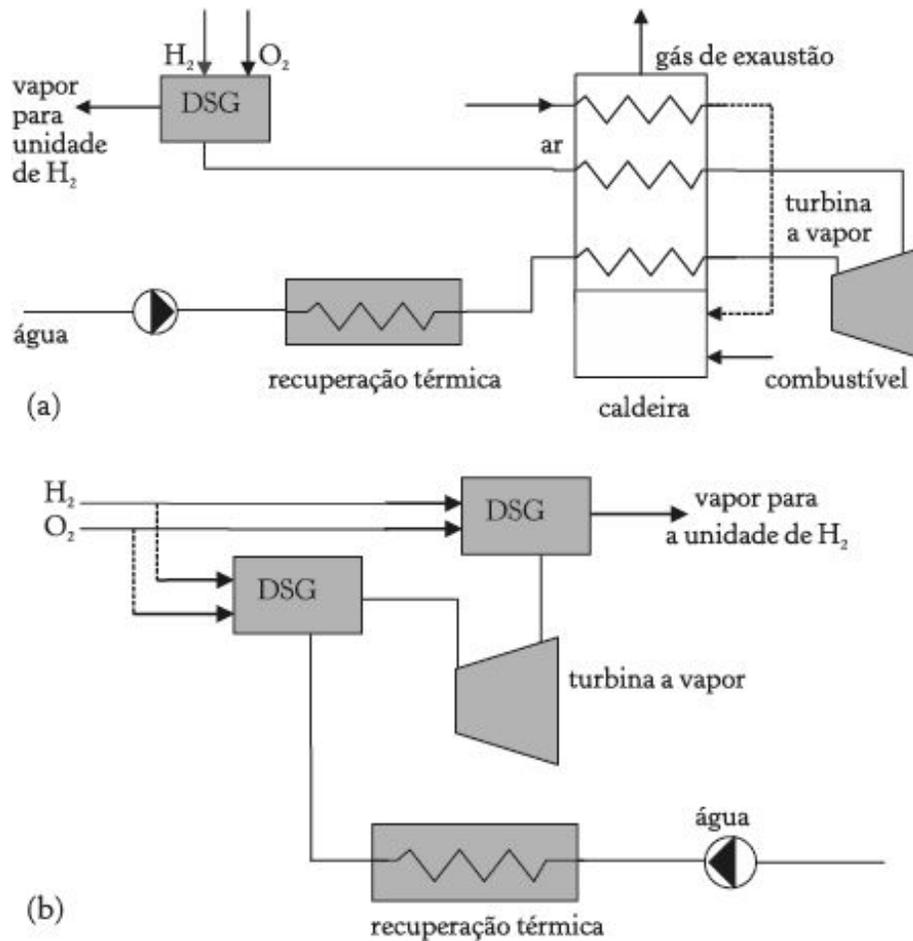


Figura 5.9 – Propostas de esquemas de cogeração para produção de eletricidade e hidrogênio

Nota: DSG – Direct Steam Generator. Fonte: Spazzafumo (2004).

A proposta do processo HyGenSys (HPI, 2005; Eide, 2005), desenvolvida pelo Institut Français du Pétrole (IFP), envolve a conversão do gás natural para hidrogênio em uma unidade de reforma a vapor para ser empregado na unidade de geração de energia (Figura 5.10). O processo de separação do  $\text{CO}_2$  do hidrogênio é feito por meio do processo Ifpexol, [42](#) também desenvolvido pelo IFP, que não requer energia térmica para sua realização. O  $\text{CO}_2$  recuperado é seco e disponível em pressões acima da condição atmosférica, favorecendo as condições para sua reinjeção. Os gases de exaustão que saem do conjunto a gás são livres de  $\text{CO}_2$  e podem ser utilizados para geração de vapor em caldeira de recuperação e posteriormente liberados para a atmosfera. Rojey et al. (2003) apresentam

valores de avaliação econômica da cogeração de eletricidade e hidrogênio através do processo HyGenSys.

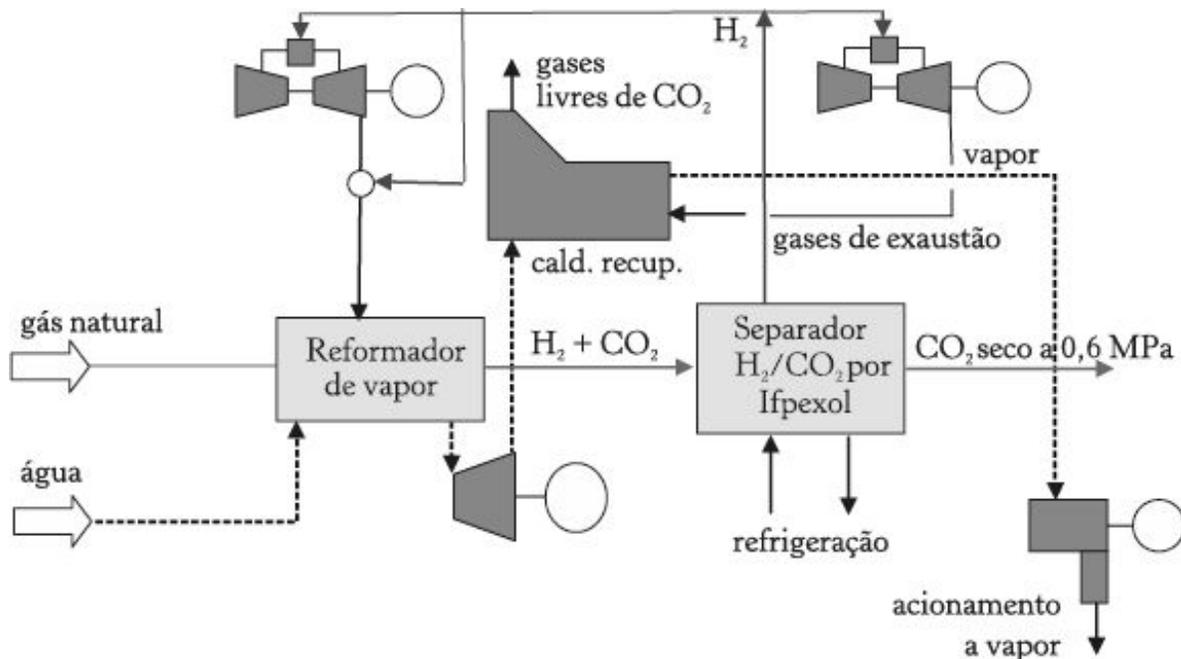


Figura 5.10 – Processo HyGenSys  
Fonte: HPI (2005).

Para que o processo HyGenSys possa ser implementado, faz-se necessário dispor de turbinas a gás adaptadas à queima de hidrogênio; Bannister et al. (1998) discutem o desenvolvimento de turbinas a gás para operarem com eficiência térmica de no mínimo 70,9% (baseada no poder calorífico inferior) no contexto de um contrato desenvolvido para a Japanese New Energy and Industrial Technology Development Organization (Nedo) como parte do programa International Clean Energy Network using Hydrogen Conversion (WE-NET). O trabalho de Jin e Ishida (2000) acrescenta outros elementos interessantes a essa questão.

Uma nota deve ser adicionada, neste ponto, sobre o uso de células combustíveis para a cogeração de eletricidade e produção de compostos orgânicos como uma alternativa a ser considerada em estudos futuros em face do forte apelo que essa tecnologia vem apresentando devido à sua eficiência e pelo uso de hidrogênio. Yuan et al. (2001; 2005) descrevem o uso de célula combustível com eletrólito polimérico (PEFC, Polymer

Electrolyte Fuel Cell) para a cogeração de ciclohexilamina e eletricidade e de compostos orgânicos e eletricidade, respectivamente. Alcaide et al. (2006) relatam em artigo de revisão a produção de peróxido de hidrogênio em célula alcalina ou em células PEFC, assim como compostos químicos orgânicos nessa última tecnologia, ou mesmo acetaldeído em células de sal fundido (similares às células de carbonato fundido, MCFC – Molten Carbonate Fuel Cell), ou compostos inorgânicos como óxido nítrico em células de óxido sólido (SOFC, Solid Oxide Fuel Cell).

## **Setor siderúrgico**

Para uma melhor compreensão acerca dos aspectos descritos neste item, apresenta-se de modo simplificado o fluxo de processo em uma unidade siderúrgica; em um sistema integrado identificam-se: coqueria, sinterização, alto forno, aciaria, lingotamento contínuo e laminação a quente. Tais processos são brevemente apresentados na sequência:

- A coqueria ou unidade de processamento de coque é responsável pela produção do coque a partir do carvão, bem como um gás de síntese, o COG (Coke Oven Gas); de acordo com Ramos (2002), o coque é um importante elemento siderúrgico, constituído da mistura de vários tipos de carvão mineral metalúrgico, sendo elementos da mistura o coque, sínter, pelotas e outros para a obtenção do ferro-gusa líquido.
- A sinterização é um processo realizado à alta temperatura nos fornos de sinterização a partir da mistura de minérios de ferro de granulometria fina com aglomerantes de finos, protetores de refratários e formadores de escória, e elementos protetores da lança do convertedor ou soprador de oxigênio (Ramos, 2002).
- Alto-forno, no qual o minério de ferro é fundido a partir de um processo redutor e de fusão, a 1.500 °C, pelo qual se produz o ferro-gusa; nos alto-fornos produz-se um gás de síntese, o gás de alto-forno (BFG, Blast Furnace Gas); de acordo com Silva (2006), “a

carga do forno é constituída de coque, que é o principal combustível de forno, sinter (fabricado através da aglomeração de finos de minério de ferro), minério bitolado (extraído in natura) e pelota (fabricado a partir da pelletização de finos de minério de ferro), que é a fonte de ferro para o forno”. O ferro-gusa líquido é vazado em carros torpedos, onde sofre uma dessulfuração ou pré-refino. A Figura 5.11 ilustra o alto-forno e suas regiões internas.

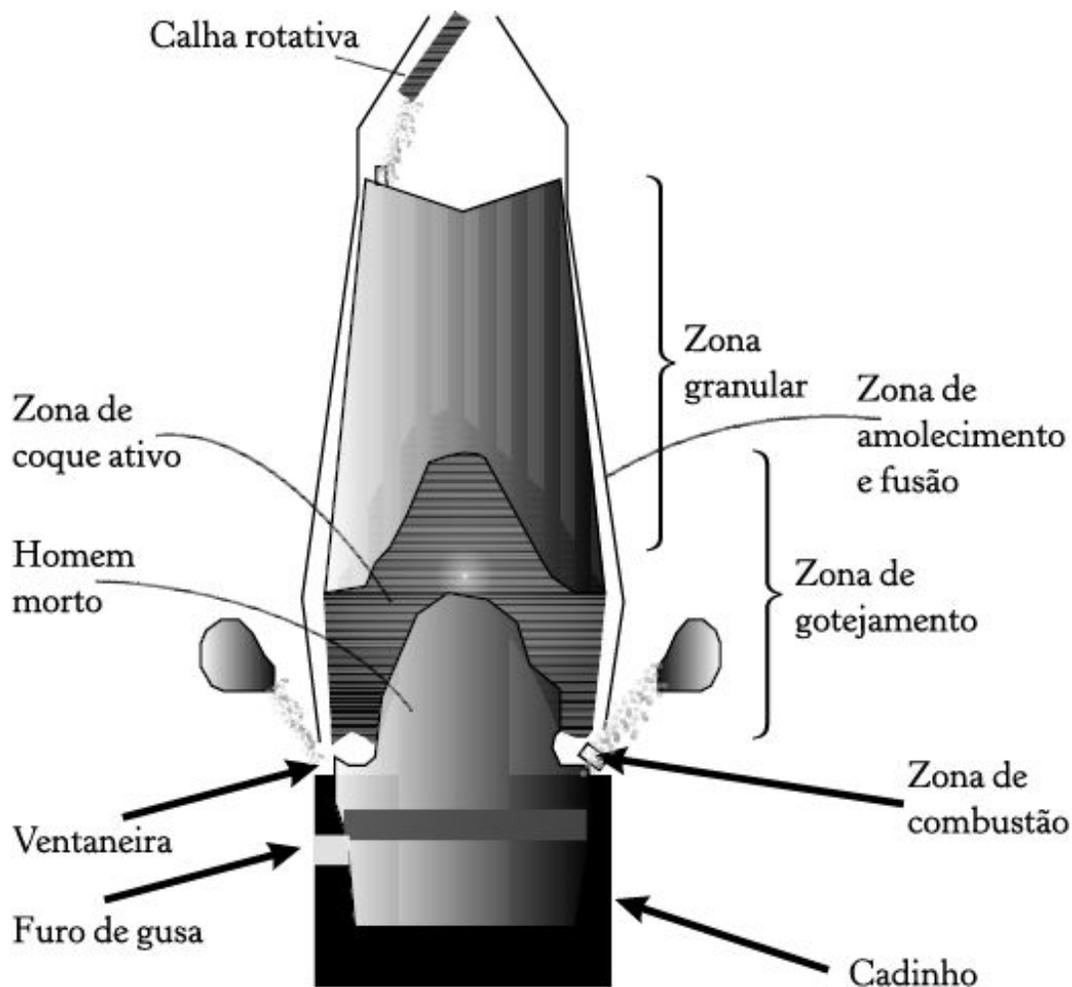


Figura 5.11 – Alto-forno em corte

Fonte: Silva (2006).

- O convertedor L&D (Linz e Donawitz) na aciaria recebe o ferro-gusa do carro torpedo, sendo então iniciado o refino ou a conversão de ferro-gusa em aço (menos de 2% de carbono). Nos convertedores

L&D o ferro gusa líquido é submetido a inclusões de elementos de liga que ajudam na precipitação de escória, além de ser submetido a um sopro de oxigênio para queimar o excesso de carbono e silício, produtos nocivos aos aços, expulsando-os do composto metálico líquido na forma de gases. O processo pode também comportar refino secundário, dependendo da qualidade desejada ao aço (Ramos, 2002);

- A conformação mecânica das chapas de aço é feito em duas etapas, sendo que na primeira delas ocorre a solidificação do aço líquido, transformando-o em placas grossas de aço através do processo conhecido como lingotamento convencional ou contínuo (em uma máquina de lingotamento contínuo, MLC). A segunda etapa consiste em transformar essas chapas grossas de aço em bobinas de tiras de aço com espessuras de milímetros através do processo de laminação a quente em um equipamento denominado laminador de tiras a quente, representado por LTQ (Ramos, 2002).

O setor siderúrgico conta com a disponibilidade de gases de síntese que são resultado de seus diferentes processos; assim, uma empresa desse setor normalmente tem à disposição o gás de alto-forno ou o gás misto, uma mistura de gás de alto-forno com gás de aciaria (LDG, Lins Donawits Gas, ou também BOFG, Basic Oxygen Furnace Gas), podendo incluir menores proporções de gás de coqueria e mesmo gás natural; o gás de coqueria é utilizado como gás estabilizador das chamas de alto-forno e, adicionalmente, como parte do combustível principal; e o alcatrão, utilizado alternativamente como estabilizador das chamas de gás misto e/ou como parte do combustível principal (IPT, 2007).

A título de referência, apresentam-se valores relativos à ArcelorMittal Tubarão (anteriormente Companhia Siderúrgica de Tubarão, CST). De acordo com Rodrigues et al. (2003), o COG apresenta um volume de 440 Nm<sup>3</sup> por tonelada de coque produzido e um poder calorífico de 17.580 kJ/Nm<sup>3</sup> a 20.100 kJ/Nm<sup>3</sup>, sendo utilizado na própria unidade para queima do carvão mineral nos fornos da bateria e a parcela excedente utilizada em

geração de energia e outros consumidores. O BFG ali produzido apresenta um volume de 1.540 Nm<sup>3</sup> por tonelada de gusa produzida e um poder calorífico de 3.140 kJ/Nm<sup>3</sup> a 3.800 kJ/Nm<sup>3</sup>. O BFG é utilizado no próprio alto-forno para pré-aquecer o ar nos regeneradores, e o excedente é utilizado para geração de energia. A Tabela 5.2 apresenta valores relativos à siderúrgica ArcelorMittal (IPT, 2007), e na Tabela 5.3 ilustram-se valores relativos a gases siderúrgicos de acordo com Higashi (1982). Na Figura 5.12 representa-se esquematicamente o processo siderúrgico integrado em associação ao fornecimento de gases de síntese à central de cogeração de energias térmica e eletromecânica, secundado pela Figura 5.13, que apresenta a central de cogeração da ArcelorMittal.

Tabela 5.2 – Propriedades dos gases BFG e COG da ArcelorMittal em base seca

	<b>BFG</b>	<b>BFG</b>	<b>COG</b>	<b>COG</b>
	<b>fração volume</b>	<b>fração massa</b>	<b>fração volume</b>	<b>fração massa</b>
Teor H <sub>2</sub>	0,040	0,003	0,607	0,132
Teor CH <sub>4</sub>	0,000	0,000	0,251	0,436
Teor C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,001	0,002
Teor C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,000	0,000	0,018	0,055
Teor C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,000	0,000	0,006	0,020
Teor CO	0,245	0,225	0,063	0,190
Teor CO <sub>2</sub>	0,220	0,318	0,017	0,079
Teor N <sub>2</sub>	0,495	0,455	0,027	0,081
Teor O <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,002	0,006
Massa específica (kg/Nm <sup>3</sup> )	1,371		0,453	
Poder calorífico inferior (kJ/Nm <sup>3</sup> )		3.495,98		18.598,40
Poder calorífico inferior (kJ/kg)	2.550,24		41.096,89	
Poder calorífico superior (kJ/Nm <sup>3</sup> )		3.574,35		21.110,38
Poder calorífico superior (kJ/kg)	2.607,91		46.647,63	

Fonte: Adaptado de IPT (2007).

Tabela 5.3 – Propriedade de gases siderúrgicos

<b>Poder calorífico inferior (kJ/Nm<sup>3</sup>)</b>	<b>Composição dos gases</b>	<b>Temp. chama</b>	<b>Excesso teórico de ar</b>	<b>Massa específica</b>

		CO <sub>2</sub>	C <sub>m</sub> H <sub>n</sub>	O <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	teórica (°C)	Nm <sup>3</sup> / Nm <sup>3</sup>	Nm <sup>3</sup> / MJ	(kg/Nm <sup>3</sup> )
FG	3.224	,197	,000	,000	,227	,000	,031	0,545	.300	,61	,19	1,34
OG	18.380	,023	,031	,000	,069	,269	,560	,048	.130	,50	,25	0,45
DG	8.583	0,164	0,000	0,001	,656	,000	,023	,153	.020	,61	,19	1,34

Fonte: Adaptado de Higashi (1982).

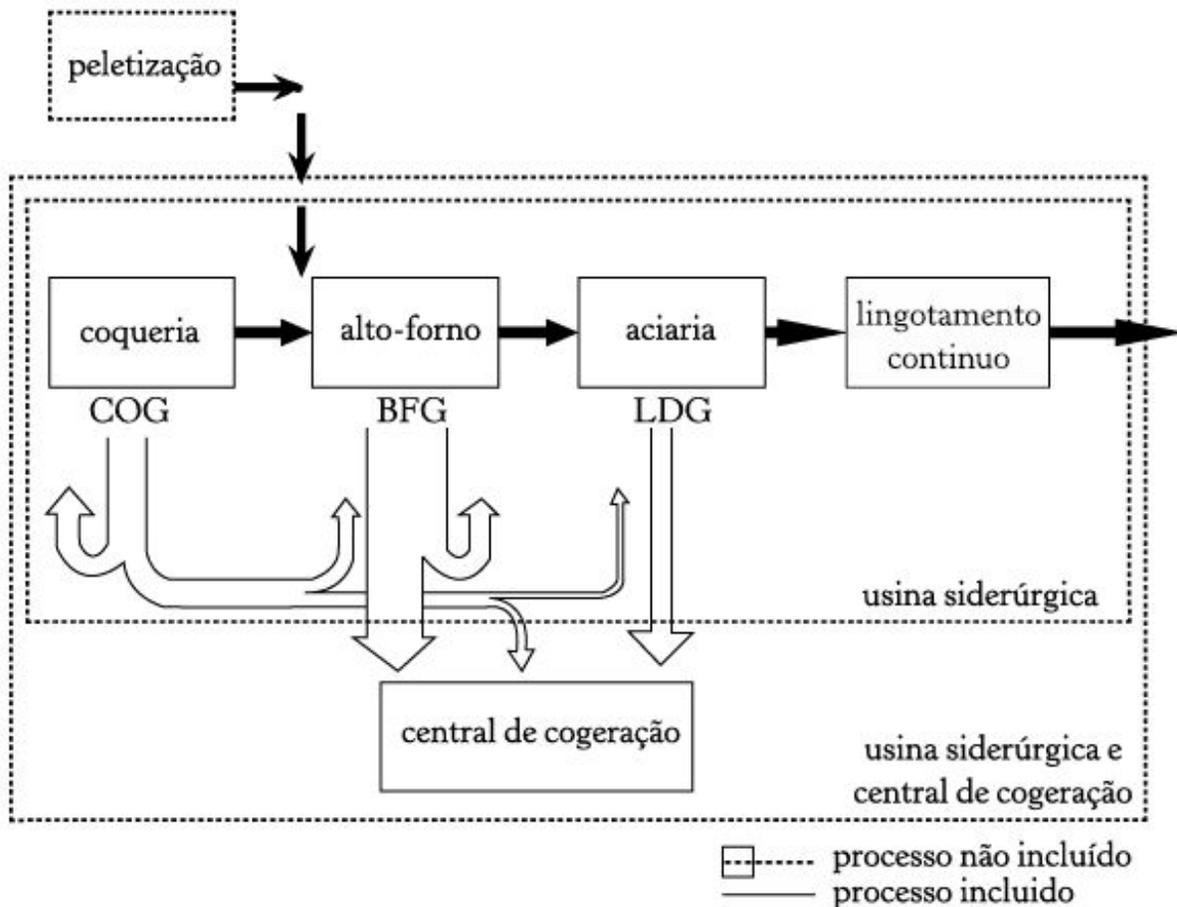


Figura 5.12 – Esquema de processo siderúrgico integrado e central de cogeração

Fonte: Larsson (2004).

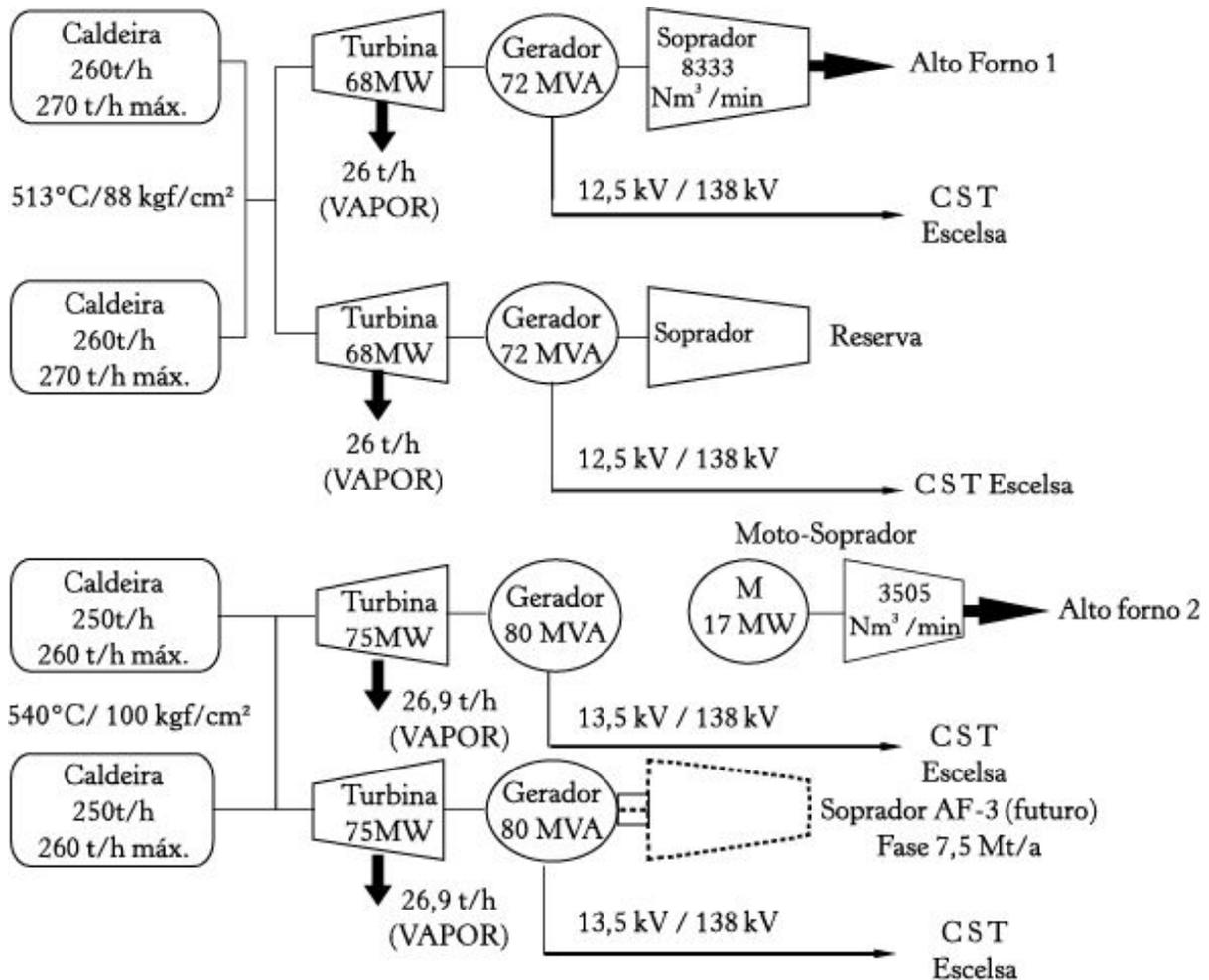


Figura 5.13 – Central de cogeração da ArcelorMittal

Fonte: IPT (2007).

## Setor de celulose e papel

Em linhas gerais, durante o processo de cozimento da madeira, na indústria de celulose e papel, ocorre a dissolução da lignina e a liberação de suas fibras. As fibras liberadas constituem a celulose marrom, que é enviada para processos de lavagem, depuração e branqueamento. A operação de lavagem permite a separação da celulose (fibras liberadas) do licor negro (lignina + substâncias químicas orgânicas e inorgânicas). A depuração é um processo de lavagem mais fino e que visa retirar possíveis aglomerantes entre fibras ou pequenas impurezas. O processo de branqueamento devolve

à celulose a coloração branca, principalmente pela aplicação de reagentes que a descolorem (Shreve; Brink, 1977).

Depois do branqueamento, a celulose ainda úmida é enviada para a fábrica de papel, onde passa por três processos principais: o processo de prensagem é realizado mecanicamente e serve para dar maior uniformidade à posição das fibras celulósicas na folha úmida e ainda aumentar sua resistência antes de passar pelo processo de secagem; o processo de secagem é realizado aplicando-se uma quantidade controlada de calor na folha úmida para que esta seque por evaporação; após o processo de secagem, as folhas passam por processos de controle de qualidade e já podem ser embaladas em fardos para serem vendidas em postos comerciais apropriados.

O processo *kraft* de produção de celulose e papel se inicia com o tratamento dos cavacos de madeira com uma solução de hidróxido de sódio (NaOH) e sulfeto de sódio (Na<sub>2</sub> S), conhecida por lixívia branca ou licor branco forte, ou soluções que a esta se equivalham. O objetivo da aplicação do licor branco é atingir a máxima dissolução possível das fibras celulósicas da madeira. Quando a dissolução máxima é atingida, o tratamento com licor branco é interrompido, bem como o processo de cozimento. A duração do processo de cozimento é de cerca de duas horas com temperaturas na faixa de 160 °C a 180 °C e pressões de 0,75 MPa dentro do digestor (Shreve; Brink, 1977). O vapor injetado no digestor é proveniente da central de utilidades instalada na fábrica, que tradicionalmente conta com uma caldeira de recuperação química e uma caldeira convencional para queima de biomassa.

Após o processo no digestor, a celulose marrom é produzida. Junto com a celulose, forma-se um subproduto conhecido como licor negro <sup>43</sup> (ou lixívia), que é importante, em termos funcionais e econômicos, para a fábrica de celulose e papel. O licor negro é constituído pela lignina dissolvida durante o cozimento e reagentes químicos utilizados no início do processo. Após o cozimento e a separação da celulose marrom inicia-se a recuperação do licor negro ou recuperação dos produtos químicos do

cozimento. Atualmente a recuperação dos produtos químicos é feita através de caldeiras de recuperação química (caldeiras Tomlinson).

Quando a celulose marrom é separada do licor, este tem uma concentração de sólidos de 15% e ainda possui significativa umidade. Para poder utilizar o licor negro para queima é preciso submetê-lo a um processo de evaporação, a fim de se obter maiores concentrações de volume de sólidos no mesmo. Quando o licor atinge a concentração de sólidos desejada, já pode ser enviado para queima na fornalha da caldeira de recuperação química e inicia-se o processo de recuperação do licor negro; além de recuperar as substâncias químicas utilizadas no início do cozimento, essa técnica permite a geração simultânea de energia elétrica e vapor para processos. O licor negro injetado nos bicos do queimador da caldeira de recuperação química é constituído pela matéria orgânica, proveniente da madeira utilizada no cozimento, e pela parte inorgânica, formada pelas substâncias químicas utilizadas para a dissolução das fibras da madeira.

Quando o licor negro é queimado, a matéria orgânica libera calor, utilizado na caldeira para gerar vapor. A parte inorgânica se funde e é extraída no fundo da fornalha da caldeira de recuperação química. O fundido retirado da fornalha, também conhecido como licor verde, é composto basicamente por sulfeto de sódio ( $\text{Na}_2 \text{S}$ ), uma das duas substâncias iniciais utilizadas no digestor, e carbonato de sódio ( $\text{Na}_2 \text{CO}_3$ ). Assim, ainda há necessidade de se recuperar o hidróxido de sódio para o processo. A Figura 5.14 ilustra o processo de produção de celulose.

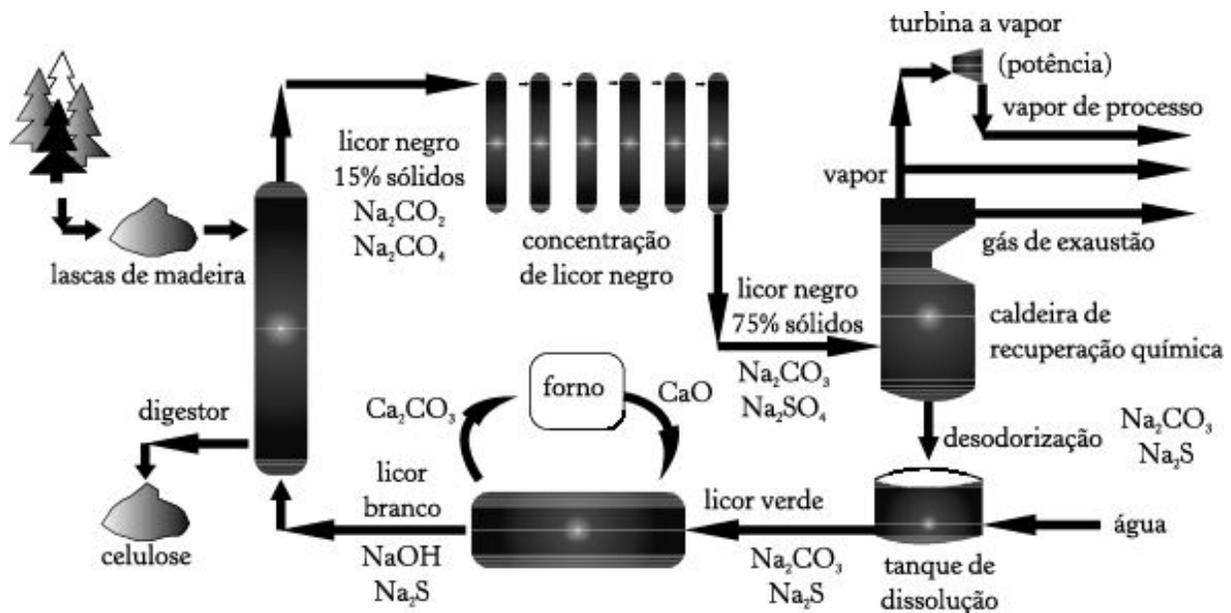


Figura 5.14 – Ilustração do processo de produção da celulose

Fonte: Hupa e Holmbom (2007).

De acordo com Pilavachi (1996), o programa de uso racional de energia na indústria realizado na União Europeia tem direcionado recursos para pesquisa e desenvolvimento em processos industriais, e o setor de papel e celulose pode ser considerado um importante componente. Nesse contexto, os principais tópicos de pesquisa a serem abordados, com vistas a uma maior eficiência energética e maior proteção ambiental, são:

1) *Operações unitárias avançadas* :

- intensificação de processos (tornando-os mais compactos);
- processos de separação mais eficientes;
- processos multifuncionais;
- novos processos que combinem uso eficiente da água e da energia;
- novas operações unitárias empregando energia solar;
- uso eficiente da eletricidade.

2) *Engenharia de sistemas* :

- novas rotas de processos energeticamente mais eficientes;
- modelagem de sistemas.

3) *Projetos integrados* (na indústria, construção e agricultura):

- processos integrados, incluindo sistemas como turbinas, células combustíveis, motores de combustão interna, bombas de calor, armazenamento térmico;
- sistemas integrados, maiores e inovadores, incluindo aspectos socioeconômicos e institucionais.

Para Beer et al. (1998), os processos de produção de papel consomem energia térmica de 3 a 9 GJ/t de papel, especialmente para remoção de água adicionada às fibras, e de 1,3 a 2,9 GJ/t de eletricidade; de acordo com esta análise, uma combinação de novas técnicas de secagem e prensagem, de novos sistemas de recuperação de calor latente, assim como uma série de melhorias de menor porte podem reduzir a demanda específica de calor entre 75% e 90% relativamente à média atual.

Martin et al. (2000) avaliam uma grande multiplicidade de tecnologias que podem ser incorporadas ao setor de celulose e papel, em consonância com o que foi anteriormente apresentado; assume importância, no contexto do presente trabalho, a discussão relativa à gaseificação do licor negro. Tal tecnologia encontra-se ainda em desenvolvimento e poderá, no futuro, ser utilizada em associação a conjuntos a gás de geração de energia. De acordo com tais autores, o sucesso desta tecnologia dependerá da disponibilidade de turbinas a gás que possam queimar gases de baixo conteúdo energético (associados ao insuflamento de ar) ou o desenvolvimento de gaseificadores com insuflamento de oxigênio.

Maunsbach et al. (2001) analisam ciclos combinados baseadas em conjuntos a gás com injeção de vapor (STIG, Steam Injection Gas Turbine) e conjuntos a gás evaporativos (EvGT, Evaporative Gas Turbine) integrados a indústrias de celulose e papel; consideram a gaseificação de licor negro e biomassa associada a ciclos combinados ou a sistemas STIG integrados a caldeiras de recuperação, bem como conjuntos a gás com queima externa combinada à tradicional caldeira de recuperação química. As duas configurações apresentadas na Figura 5.15 são aquelas assumidas como adequadas para a associação dessa tecnologia à prática da cogeração; caso a temperatura do ar não alcance o nível esperado para a temperatura de

entrada do conjunto a gás, um combustor auxiliar pode ser acionado, queimando gás natural ou gás liquefeito de petróleo até que a malha de controle de temperatura identifique a nova condição. Para a cogeração, o calor dos gases de escape pode ser recuperado na forma de vapor para uso em uma unidade consumidora ou para acionar uma turbina a vapor (Figura 5.15(a)), assim como se pode gerar água quente na unidade paralela para emprego em aquecimento distrital (Figura 5.15(b)).

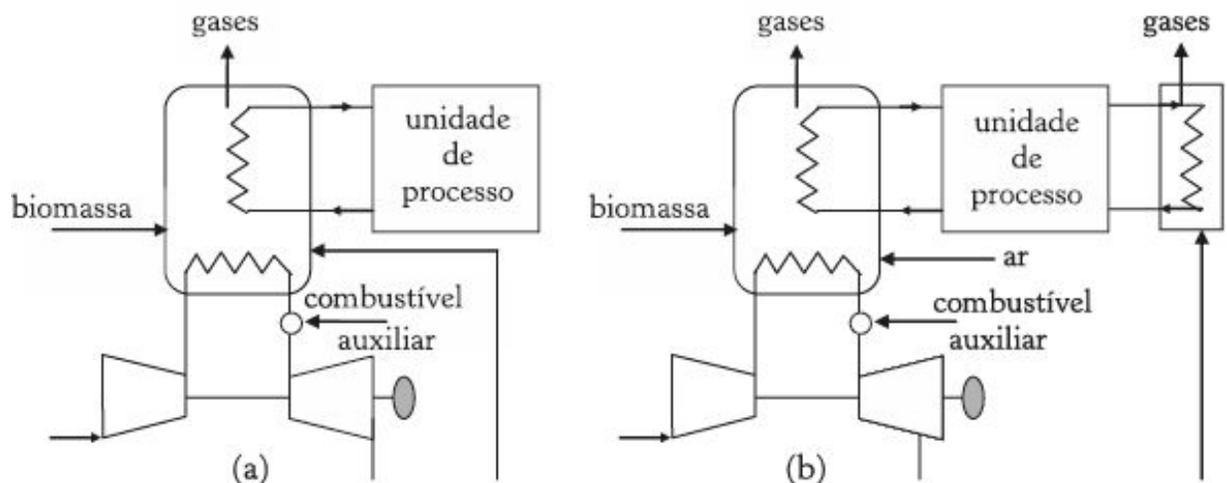


Figura 5.15 – Unidade de gaseificação externa (a) serial e (b) paralela  
 Fonte: Eidensten et al. (1996).

## Epílogo do Capítulo 5

Neste capítulo, procurou-se apresentar algumas alternativas energéticas especificamente voltadas ao setor industrial; dessa forma, foi apresentado o hidrogênio como uma fonte combustível significativa para um futuro próximo, mas que enfrenta barreiras próprias, especialmente em nível tecnológico e econômico. Foram também abordadas as possibilidades de emprego do hidrogênio na indústria de refino de petróleo, bem como foi abordada a realidade do emprego de gases de síntese gerados no processo siderúrgico e o potencial de gaseificação do licor negro no setor de celulose.

Na sequência, apresentam-se propostas de taxonomia relativas à discriminação de tecnologias avançadas com emissão nula ou mínima de CO<sub>2</sub>, bem como são exploradas as diferentes opções de geração apresentadas em literatura, buscando-se identificá-las no contexto da taxonomia adotada.

- [35](#) A esse respeito, entende-se que não deve haver ilusões acerca do potencial de pleno atendimento das atuais condições de consumo de energia apenas com base em tecnologias e fontes energéticas ambientalmente favoráveis, pelo menos para as próximas décadas, dada a limitação tecnológica de conversão energética do atual estado da arte dessas tecnologias e a falta de expectativa por uma revolução tecnológica em sistemas de geração de energia em médio prazo.
- [36](#) O reator de *shift* (ou de troca) é um reator auxiliar usado na conversão  $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ . Essa reação se processa com temperatura razoavelmente baixa se comparada com a temperatura do reator principal.
- [37](#) A pesquisa das palavras-chaves “*fuel cell*” e “*hydrogen*” na base de dados Science Direct retornou 2.555 artigos em periódicos indexados da Elsevier, em 12.11.2007, e 75.906 artigos na mesma base em 18.7.2012.
- [38](#) Referente ao comportamento do catalisador, um pó denominado “zeólita”, cujas partículas têm dimensão média de 70 μm.
- [39](#) Olefina é um hidrocarboneto alifático, ou seja, de cadeia aberta, apresentando pelo menos uma ligação dupla entre os carbonos. Olefina é denominação dada aos alcenos, devido à propriedade que apresenta o eteno, primeiro membro desta série, de reagir com o cloro ou o bromo e produzir compostos líquidos, oleosos e insolúveis na água, sendo o etileno uma das olefinas mais simples. Disponível em: <<http://pt.wikipedia.org/wiki/Olefina>>. Acesso em: 25 abr. 2007.
- [40](#) Tal reator opera entre 600 °C e 900 °C, pressão próxima de 101 kPa e razão metano/oxigênio entre 4 e 10 (Hugill et al., 2005).
- [41](#) Para detalhes sobre o funcionamento do reformador catalítico sugerem-se Gary e Handwerk (2001, p.192) e DOE (2006, p.13).
- [42](#) Ifpexol é um método de separação criogênica de líquidos que utiliza metanol, ao invés de glicol, para supressão do ponto de orvalho (Disponível em: <[http://www.pall.com/pdf/hcp\\_oil\\_gas\\_journal\\_2001-04-16.pdf](http://www.pall.com/pdf/hcp_oil_gas_journal_2001-04-16.pdf)>. Acesso em: 9 maio 2007).
- [43](#) Há uma discussão no setor de celulose e papel sobre a melhor adequação da expressão “licor preto” para tal produto.

# 6

## TECNOLOGIAS AVANÇADAS DE GERAÇÃO DE ENERGIA COM REDUÇÃO DE EMISSÃO DE CO<sub>2</sub>

*“Mais avançado  
Que a mais avançada  
Das mais avançadas  
Das tecnologias  
Virá!”*

(Caetano Veloso, “Um índio”)

### **Introdução**

Diversas publicações apresentam a questão da captura (ou sequestro, ou separação) e armazenamento de CO<sub>2</sub> mediante uma grande profusão de tecnologias, quase todas não usuais, que não permitem aos não iniciados situarem-se adequadamente ante a grande diversidade e variabilidade das denominações.

Neste capítulo, definem-se as tecnologias com baixa emissão de carbono e apresenta-se de modo geral a taxonomia das diferentes alternativas de separação e armazenamento de CO<sub>2</sub>. Nesse contexto se apresenta cada um dos conjuntos de soluções, as propostas comercialmente disponíveis e aquelas que se apresentam como potencialmente adequadas para estarem disponíveis em médio e longo prazo.

## Conceitos sobre tecnologias avançadas

A busca por tecnologias avançadas que reduzam de forma significativa as emissões de CO<sub>2</sub> na atmosfera tem sido objeto de intensas avaliações por parte tanto de universidades e centros de pesquisa quanto de empresas. Estas últimas veem nesse tema não apenas oportunidades comerciais para suas atividades em médio e longo prazos, mas especialmente sua condição de sobrevivência em um mercado competitivo e a cada dia mais limitado por restrições ambientais.

Definem-se avançadas as tecnologias que se revelam melhores do que as convencionais em termos de eficiência energética e/ou exergética, de menores emissões de espécies químicas e/ou energia, de menores custos de investimento, de menores custos operacionais e/ou especializações requeridas para sua operação, e por uma maior confiabilidade (Lior,1997). Nesse contexto, surge o conceito de *tecnologias com emissão zero* (ZET, Zero Emission Technologies), ou *tecnologias próximas do nível de emissão zero* (NZET, Near-Zero Emission Technologies). [44](#)

Tecnologias de emissão zero a partir de combustíveis fósseis (carvão, gás e óleo) e biomassas referem-se a uma categoria de equipamentos e ciclos térmicos capazes de produzir formas de energia útil com significativa redução de emissões ao meio ambiente, considerando-se todo o ciclo do combustível empregado (Otter, 2004). Segundo o mesmo autor, tais tecnologias são estrategicamente importantes por que:

- dão oportunidade de suprimento elétrico com emissões de CO<sub>2</sub> próximas de zero empregando os combustíveis que irão dominar globalmente a geração de energia em médio e longo prazos;
- conduzem a emissões não consideráveis de particulados e de óxidos de enxofre e nitrogênio;
- também contribuem para a diversidade e confiabilidade do suprimento elétrico.

Pelo fato de muitas das tecnologias de emissão zero representarem inovações tecnológicas na atualidade, estando sua grande maioria na condição de desenvolvimento, muitos dos valores a elas atribuídos são projeções feitas por empreendedores e especialistas da área de energia com base na tecnologia atual e em prospecções.

De acordo com Clarke et al. (2008), o termo “tecnologia” refere-se ao amplo conjunto de processos que envolvem o conhecimento, a experiência e os equipamentos disponíveis, e é usada para produzir serviços e máquinas, bem como transformar recursos. Tecnologia refere-se também ao conhecimento que dá suporte ao que pode ser feito em oposição ao que está sendo utilizado no momento – isto é conhecido como *fronteira tecnológica*. Para esses autores, a mudança tecnológica induzida consiste na alteração da taxa ou da direção com que o desenvolvimento tecnológico se concretiza como resposta a uma política em particular, ou a uma série de políticas.

Grübler et al. (1999) estruturam os estágios do desenvolvimento tecnológico em seis etapas, ilustrando o comportamento dos custos associados, da divisão do mercado comercial e da taxa de aprendizado acerca de uma tecnologia, conforme Tabela 6.1. A tabela agrupa os estágios tecnológicos entre os tipos de tecnologia. Conforme Henderson e Clark (1990), *tecnologias radicais* introduzem novos conceitos, que se destacam significativamente das práticas anteriores, ao passo que as inovações incrementais refinam e melhoram processos existentes. As *tecnologias incrementais* exploram o potencial de projetos estabelecidos (tecnologias maduras) e frequentemente reforçam o domínio de mercado das empresas que detém a tecnologia para o seu desenvolvimento e implantação.

Tabela 6.1 – Estágios do desenvolvimento tecnológico e suas características típicas

Tipo de tecnologia	Estágio	Mecanismos	Custo	Mercado comercial	Taxa de aprendizado
Radical	Invenção	busca por novas ideias e quebras de paradigmas; pesquisa básica	elevado, mas difícil de ser atribuído a uma ideia ou produto em particular	0%	incapaz de ser expresso em uma curva de aprendizado convencional
	Inovação	pesquisa aplicada, projetos de	elevado,	0%	incapaz de ser

		P&D&D	crescentemente focado em certas ideias e produtos		expresso em uma curva de aprendizado convencional; elevado (talvez > 50%) se incluídas P&D&D
<b>Incremental</b>	<b>Nicho de mercado e comercialização</b>	identificação de nichos especiais de aplicações, investimentos em projetos de campo; “aprender fazendo”; relação estreita entre usuários e fornecedores	elevado, mas com valores declinantes pela padronização da produção	0% a 5%	20% a 40%
	<b>Difusão</b>	padronização e produção em massa; economia de escala; montagem de redes efetivas	rapidamente declinante	rapidamente crescente	10% a 30%
<b>Madura</b>	<b>Saturação</b>	exaustão de melhorias potenciais e economias de escala; chegada de competidores mais eficientes no mercado; redefinição de necessidades de desempenho	baixo, às vezes declinante	máxima (até 100%)	0% (às vezes positivo, devido à severa competição)
	<b>Obsolescência</b>	domínio de competidores superiores; inabilidade de competir por conta da exaustão de potenciais melhorias	baixo, às vezes declinante	declinante	0% (às vezes positivo, devido à severa competição)

Nota: P&D&D – Pesquisa, Desenvolvimento e Demonstração. Fonte: Grübler et al. (1999).

De acordo com Colpier e Cornland (2002), baseados em outros trabalhos, as relações entre preço e custo de uma tecnologia podem ser observadas na Figura 6.1, que é concordante com o comportamento expresso na Tabela 6.1. O comportamento da curva de preço é explicado como segue: na fase de desenvolvimento os preços seriam estabelecidos visando-se definir um mercado, podendo ser até menores que o custo real pelo fato, por exemplo, de os fabricantes anteciparem menores custos futuros de produção; na fase seguinte, o líder do mercado pode elevar seus preços porque seus competidores, que estão entrando no mercado, apresentam custos de produção maiores que o dele; segue-se uma fase de declínio rápido dos preços, devido à competição, posicionamento do mercado, dentre outros; por fim, a estabilidade é alcançada, as margens de lucro voltam para os níveis normais e o preço segue a curva de custo.

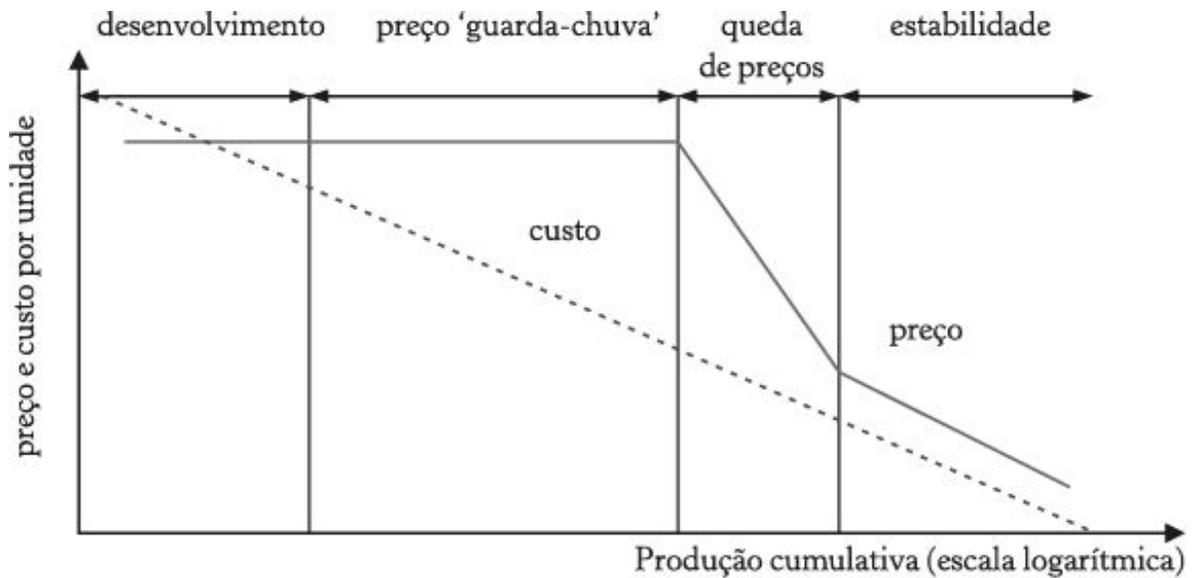


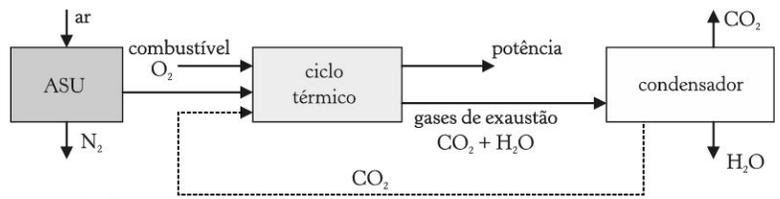
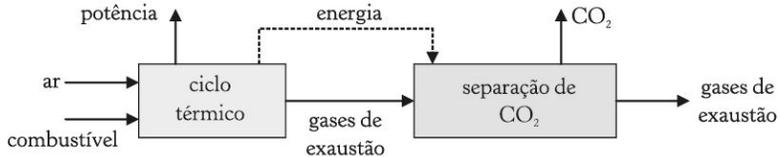
Figura 6.1 – Diferença entre preço e custo de equipamentos na escala de produção

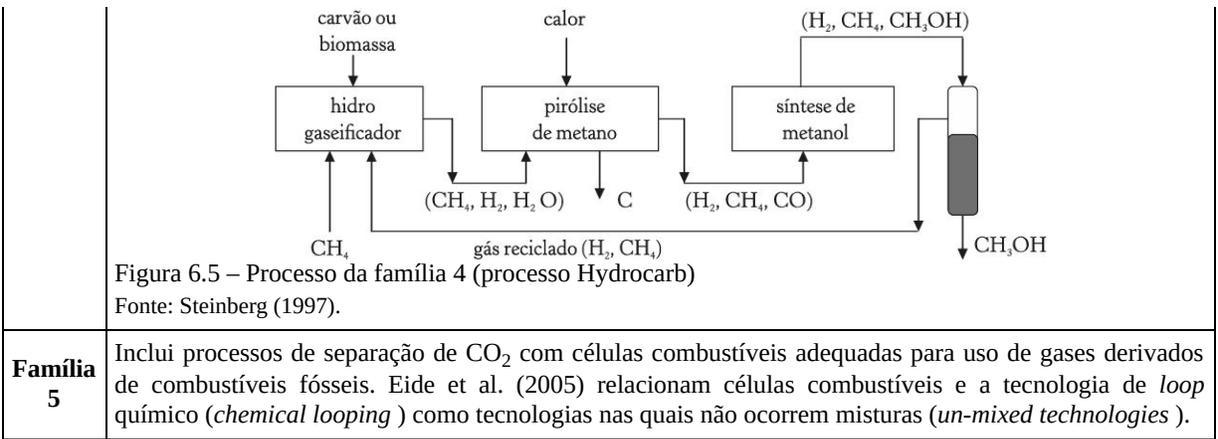
Fonte: Colpier e Cornland (2002).

## Taxonomia das tecnologias avançadas

A partir da revisão bibliográfica realizada, a divisão de tecnologias proposta por Göttlicher e Pruschek (1997) se mostra bastante abrangente, sendo adotada neste texto como a base sobre a qual serão feitas as inclusões dos conceitos apresentados nas demais referências. De acordo com tais autores, cinco famílias de tecnologias podem ser identificadas:

<p><b>Família 1</b></p>	<p>Corresponde a processos em que o CO<sub>2</sub> é capturado do gás de síntese (no qual predominam H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> com alta pressão) produzido via reforma a vapor, oxidação parcial do gás natural ou gaseificação do carvão (Damen et al., 2006); o combustível fica rico em hidrogênio e é queimado com ar depois da separação de H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>. É possível a separação de H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> com ou sem reação catalítica de <i>shift</i> * de CO. Para Feron (2006), as técnicas dessa família tecnológica são adequadas para serem empregadas quando da implantação de novas centrais geradoras de potência. Eide et al. (2005) dão a tais processos o nome de <i>pré-tratamento</i> ou <i>tecnologias de pré-combustão</i>; Lyngfelt e Leckner (1999) referem-se à mesma como <i>reação de shift de CO</i>. A Figura 6.2 ilustra tecnologias da Família 1.</p> <div style="text-align: center;"> </div>
	<p>Figura 6.2 – Processo da Família 1 (pré-combustão) Fonte: Lyngfelt e Leckner (1999).</p>

<p><b>Família 2</b></p>	<p>Processos nos quais combustível é queimado em atmosfera de oxigênio misturado com CO<sub>2</sub> reciclado e/ou vapor, resultando em um fluxo concentrado de CO<sub>2</sub> e vapor (H<sub>2</sub>O<sub>(v)</sub>), que pode ser separado por condensação.</p> <p>Ao invés de separar o CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão, tornando-o composto basicamente por nitrogênio, esse é removido do ar de combustão por uma unidade de separação de ar (ASU, Air Separation Unit), fato pelo qual Feron (2006) a ele se refere como “<i>desnitrogenação</i>”; no processo de geração de energia, o ciclo térmico queima o combustível com o oxigênio obtido no ASU. Eide et al. (2005) a ele se referem como <i>oxy-fuel technology</i>. Lyngfelt e Leckner (1999) se referem como <i>processo de combustão O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub></i> (O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> firing).</p> <p>Para Lyngfelt e Leckner (1999), parte do CO<sub>2</sub> é reinjetado no ciclo térmico, através dos gases de exaustão recirculados, para se obter um gás de combustão com propriedades adequadas. Feron (2006), entretanto, não identifica tal recirculação. A Figura 6.3 ilustra a tecnologia da Família 2.</p>  <p>Figura 6.3 – Processo da Família 2 (“desnitrogenação” ou <i>oxy-fuel</i>)  Fonte: Lyngfelt e Leckner (1999).</p>
<p><b>Família 3</b></p>	<p>Inclui todas as formas de geração de energia baseadas na queima de combustíveis fósseis nas quais o CO<sub>2</sub> é removido dos gases de exaustão, após a combustão, no ponto de rejeição dos mesmos da unidade de geração.</p> <p>Essa técnica, segundo Feron (2006), é recomendada para centrais geradoras de potência convencionais, à qual ele se refere como processos de <i>pós-tratamento</i> ou de <i>pós-combustão</i>, termo empregado também por Lyngfelt e Leckner (1999). Para tais autores, como a energia para a remoção do CO<sub>2</sub> é retirada do próprio ciclo térmico de geração na forma de vapor de baixa pressão, a eficiência do processo de produção de potência é reduzida. A Figura 6.4 identifica alternativas da Família 3.</p>  <p>Figura 6.4 – Processo da Família 3 (pós-combustão)  Fonte: Lyngfelt e Leckner (1999).</p> <p>Cabe observar que as tecnologias relacionadas às Famílias tecnológicas 1 e 3 se relacionam a separação de CO<sub>2</sub> antes e após a sua produção nos gases de exaustão por meio de ciclos térmicos, respectivamente, ao passo que nas tecnologias afeitas à Família 2 ocorre a separação do ar em suas frações (O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, de modo simplificado) antes da entrada deste no ciclo térmico.</p>
<p><b>Família 4</b></p>	<p>Inclui o processo Hydrocarb, no qual o carbono é separado do combustível antes da combustão. Desenvolvido pelo Brookhaven National Laboratory, o processo Hydrocarb foi concebido para produzir carbono e metanol a partir de carvão com excesso de hidrogênio, obtido a partir de um gás de processo rico em metano, o qual é termicamente decomposto em um reator (Lane; Spath, 2001).</p> <p>De acordo com Steinberg (1997), o processo Hydrocarb é baseado em três reações – a hidrogaseificação do carvão, a decomposição do metano e a síntese do metanol – cuja reação completa é CH<sub>1,4</sub>O<sub>0,7</sub> + 0,34 CH<sub>4</sub> → 0,66 C + CH<sub>3</sub>OH. O carbono liberado pode ser utilizado em algum processo ou armazenado. A Figura 6.5 ilustra o processo.</p>



**Família 5** Inclui processos de separação de CO<sub>2</sub> com células combustíveis adequadas para uso de gases derivados de combustíveis fósseis. Eide et al. (2005) relacionam células combustíveis e a tecnologia de *loop* químico (*chemical looping*) como tecnologias nas quais não ocorrem misturas (*un-mixed technologies*).

Uma vez que as famílias tecnológicas 1 e 3 apresentam processos de separação de CO<sub>2</sub>, ao passo que a Família 2 conta com uma unidade de separação de ar, considera-se importante caracterizar as tecnologias empregadas na separação de ar e de CO<sub>2</sub>. Smith e Klosek (2001) identificam o conjunto das tecnologias disponíveis para *separação de ar*, a saber:

1) *processo criogênico*: A criogenia é atualmente o meio mais eficiente e de melhor relação custo/benefício das tecnologias disponíveis para produção de grandes quantidades de nitrogênio, oxigênio e argônio como produtos líquidos ou gasosos.

Segundo Wimer et al. (2006), a tecnologia de separação de ar por criogenia vem sendo comercializada desde o início do século XX e emprega destilação de baixa temperatura para separar o ar atmosférico em seus três componentes principais, sendo empregada quase exclusivamente para aplicações que demandem 100 toneladas por dia ou mais de oxigênio.

Por serem muito próximos os pontos de ebulição do oxigênio e argônio, separá-los, em conjunto, do nitrogênio presente no ar pode ser feito por meio de destilação com uso de duas colunas, gerando oxigênio com 95% de pureza e nitrogênio com 98% de pureza. Se a necessidade de pureza do oxigênio superar esse patamar, uma terceira coluna para remoção do argônio deve ser empregada.

Sistemas criogênicos de separação de ar são projetados para processamento de ar com pressões entre 0,44 MPa e 0,72 MPa, e os produtos da separação deixam a unidade com pressões próximas da atmosférica (Wimer et al., 2006). A vantagem da pressão elevada nesse tipo de equipamento reside no fato de torná-lo mais compacto, reduzindo o custo de investimento da unidade de separação de ar; outra potencial vantagem seria a possibilidade de injeção do nitrogênio, no todo ou em parte, nas turbinas a gás, o que tornaria o processo de separação de ar economicamente viável.

2) *processos não criogênicos* : os processos não criogênicos, embora não apresentem ainda plena condição de maturidade tecnológica, são aqui apresentados por sinalizarem potencial de futuro emprego em sistemas energéticos:

– *adsorção* : adsorção, segundo Costa (1982), é o fenômeno pelo qual, pondo-se uma mistura de fluidos em contato com um sólido, um dos fluidos é retido pelo sólido, resultando em um enriquecimento do fluido não adsorvido.

Os processos de adsorção são baseados na capacidade de alguns materiais naturais e sintéticos de adsorver preferencialmente nitrogênio. No caso de zeólitas, [45](#) campos elétricos não uniformes existem nos espaços vazios do material, causando adsorção preferencial de moléculas que tenham maior capacidade de polarização do que aquelas que apresentem maiores momentos quadripolares eletrostáticos (Smith; Klosek, 2001). Com isso, na separação do ar, moléculas de nitrogênio são mais fortemente adsorvidas do que moléculas de oxigênio e argônio; quando o ar é passado em um leito de zeólitas, o nitrogênio é retido e um fluxo rico em oxigênio deixa o leito.

Nos processos de adsorção, ar pressurizado é forçado a passar em um vaso que contém o material adsorvente; o nitrogênio é adsorvido e um fluxo rico em oxigênio é produzido até que o leito esteja saturado de nitrogênio. Nesse ponto, o ar fresco é

enviado a um novo vaso e a regeneração do primeiro vaso é iniciada por aquecimento ou por redução da pressão do leito, o que reduz a capacidade de equilíbrio do nitrogênio no adsorvente. O tempo de ciclo mais rápido e a operação simplificada pela redução de pressão do leito faz desse o método mais utilizado.

- *processos químicos* : uma série de materiais tem capacidade de absorver oxigênio em um conjunto de diferentes pressões e temperaturas, bem como liberá-lo mediante diferentes estados termodinâmicos.

O processo desenvolvido pela empresa Air Products and Chemicals é baseado na absorção do oxigênio presente em um fluxo por meio da circulação de um fluxo de sal fundido, seguido da sua liberação através de calor ou redução da pressão no fluxo de sal. Água e CO<sub>2</sub> devem ser removidos por degradarem tal sal.

O ar é circulado sobre o leito até que a saturação do leito seja alcançada; os leitos são trocados e o leito saturado é regenerado por nitrogênio seco, proveniente do processo. Ar quente que flui do absorvedor entra em contato com o sal fundido e o oxigênio do ar reage quimicamente com o sal, sendo removido com o sal líquido que deixa o absorvedor.

- *membranas poliméricas* : esse processo se baseia na diferença de taxas de difusão entre o oxigênio e o nitrogênio através de uma membrana que separa fluxos de alta e de baixa pressão. O fluxo e a seletividade [46](#) são duas propriedades que determinam a atratividade econômica de sistemas de membranas, e ambos são função do material empregado para a produção da membrana.

Devido à menor dimensão da molécula de oxigênio, muitas membranas são mais permeáveis a esse do que ao nitrogênio. Sistemas de membranas são geralmente limitados à produção de ar enriquecido de oxigênio, com 25% a 50% desse na composição.

- *membrana de transporte de íons* : são materiais cerâmicos de óxido sólido inorgânico que produzem oxigênio pela passagem de seus íons através de uma estrutura de cristal cerâmico. Operando em temperaturas elevadas, em geral superiores a 590 °C, as moléculas de oxigênio são convertidas em íons de oxigênio na superfície da membrana e transportadas na membrana pela aplicação de uma voltagem elétrica ou por diferença de pressão parcial desse elemento, pelo que as moléculas reformadas de oxigênio passam pela membrana. Esse processo seria adequado à integração com processos de geração de energia que requerem oxigênio como matéria-prima para a combustão ou gaseificação.

A Tabela 6.2 apresenta uma comparação tecnológica entre as diferentes técnicas de separação de ar e a situação atual de cada tecnologia. Embora empregando uma classificação diferenciada para expor a situação atual dos processos, não necessariamente concordante com as definições expressas na Tabela 6.1 e bem menos precisas, decidiu-se por manter a nomenclatura original do trabalho.

Tabela 6.2 – Comparação tecnológica entre processos de separação de ar

Processo	Estágio atual	Fluxo econômico	Limite de pureza (%vol)	Tempo de partida
Adsorção	quase-madura	< 150 tpd	95%	minutos
Processo químico	desenvolvimento	n.d.	99% ou mais	horas
Criogenia	Madura	> 20 tpd	99% ou mais	horas
Membrana polimérica	quase-madura	< 20 tpd	~ 40%	minutos
Membrana de transporte de íons	desenvolvimento	n.d.	99% ou mais	horas

Nota: n.d. – não disponível; tpd – toneladas por dia. Fonte: Wimer et al. (2006).

Processos de *separação de CO<sub>2</sub>* são aqui apresentados sob a óptica de Gambini e Vellini (2003); segundo esses autores, há dois principais métodos factíveis para a remoção de CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão de centrais geradoras de potência, que seriam a absorção física e a absorção química.

A absorção pode ser um processo puramente físico ou seguido por reações químicas, dependendo do grau de solubilidade do soluto no solvente (Leite et al. 2005). Além disso, argumentam os mesmos autores sobre a necessidade de se conhecer os princípios da absorção física para o entendimento do processo químico, já que métodos clássicos de projetos aplicados em equipamentos de absorção física, por processo isotérmico ou adiabático, têm sido aplicados em projetos de equipamentos que envolvem absorção química.

Gambini e Vellini (2003) comentam ainda acerca da necessidade de se realizar, após a separação do CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão, sua compressão, liquefação e desidratação, de modo a que o CO<sub>2</sub> possa ser transportado, utilizado ou estocado sem futuro gasto energético. Uma secagem final do CO<sub>2</sub> é também necessária pelo fato de a combinação do mesmo com a água formar uma solução corrosiva, isto é,  $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{CO}_3$ , que é o ácido carbônico; para este processo, estimam que sejam necessários 0,44 MJ/kg de CO<sub>2</sub> recuperado.

A *absorção física* consiste em dissolver o CO<sub>2</sub> por meio de um solvente, e como a solubilidade do CO<sub>2</sub> aumenta com maiores pressões e menores temperaturas, esse método tem de ser operado com tais condições. Depois da absorção física, o CO<sub>2</sub> é retirado do solvente por um processo paulatino de redução da pressão.

De acordo com Leite et al. (2005), as colunas de absorção incorporam dispositivos auxiliares de contato líquido-gás para o aumento da área efetiva de transferência de massa, os pratos, que, dependendo das características físicas e mecânicas, podem ser perfurados, valvulados ou de campânulas, e apresentam diferentes características operacionais. Conforme Song e Salvagnini (1999), a alimentação é tipicamente realizada pelo fundo da coluna e constituída de uma mistura gasosa (soluto mais o inerte); o solvente é, então, alimentado pelo topo da coluna. Os pratos devem permitir um bom contato entre as duas fases dentro da coluna. Gás tratado e mais purificado (com menor teor de soluto) sai no topo da coluna e a solução líquida sai embaixo. A razão pela qual o soluto sai do gás e passa para a

fase líquida é a existência de uma diferença entre a concentração do soluto na fase gasosa e a no gás em equilíbrio com o líquido (interface das duas fases).

Como os gases de exaustão de ciclos térmicos se encontram com pressões próximas da atmosférica, para a retirada de CO<sub>2</sub> o fluxo de gases deve ser comprimido até um valor adequado de pressão para o qual a retirada do CO<sub>2</sub> seja possível, o que representa um consumo de energia no processo de compressão; por essa razão, Gambini e Vellini (2003) afirmam que a absorção física não é recomendada para o tratamento de gases de exaustão nos processos de pós-combustão (Família 3); entretanto, o mesmo pode ser conveniente para processos de pré-tratamento de gases, sendo integrados a processos de gaseificação característicos de tecnologias identificadas com a Família 1.

Damen et al. (2006) sugerem que a absorção física é menos intensiva, em termos energéticos, que os processos de absorção química e citam o emprego de Selexol [47](#) como produto a ser empregado. Lyngfelt e Leckner (1999) sugerem o emprego da Monoetanolamina (MEA) como absorvente físico em processos de pós-combustão como a melhor alternativa, uma vez que ela é regenerada por uma temperatura elevada.

O processo conhecido como *absorção química* é o mais adequado à separação do CO<sub>2</sub> dos gases quando o CO<sub>2</sub> apresenta baixa concentração (5% a 15% em volume) no fluxo de gases à pressão atmosférica. A absorção química do CO<sub>2</sub> consiste de duas etapas:

- 1) absorção do CO<sub>2</sub> por solventes químicos em baixa temperatura (entre 40 °C e 65 °C); e
- 2) A recuperação do CO<sub>2</sub> dos solventes químicos empregando calor de baixa temperatura (entre 100 °C e 150 °C), geralmente obtido do próprio ciclo térmico.

Soluções aquosas de aminas absorvem CO<sub>2</sub> por complexas reações químicas que dependem de diversas variáveis, como a pressão do absorvedor, a vazão do solvente, a concentração do solvente e o número de

pratos utilizados na coluna de absorção. Diferentes solventes podem ser empregados no processo de absorção química, dentre eles a Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), Diisopropanolamina (DIPA), Diglicolamina (DGA), Metildietanolamina (MDEA) e Trietanolamina (TEA).

No estudo conduzido por Chakma et al. (1995), ao compararem tais solventes, concluíram que MDEA e TEA não eram capazes de alcançar o critério estabelecido na pesquisa de retirada de 95% do  $\text{CO}_2$  com 40 pratos na coluna do absorvedor. A MEA foi a que requereu a menor quantidade de energia, comparativamente às demais aminas, assim como requereu o menor número de pratos. Do ponto de vista da efetividade de custo, nenhum dos solventes em base alcalinoamina para tratamento do  $\text{CO}_2$  se mostrou tão competitivo quanto a MEA a 20% ou 30% em massa. Feron (2006) também cita o emprego de MEA a 30%, incorporando aditivos para controle da corrosão, nos processos de pós-combustão propostos pela empresa Fluor Daniel, e solução de 15% a 20% de MEA propostos pela ABB-Lummus. A Figura 6.6 ilustra o processo de absorção do  $\text{CO}_2$  com emprego de MEA.

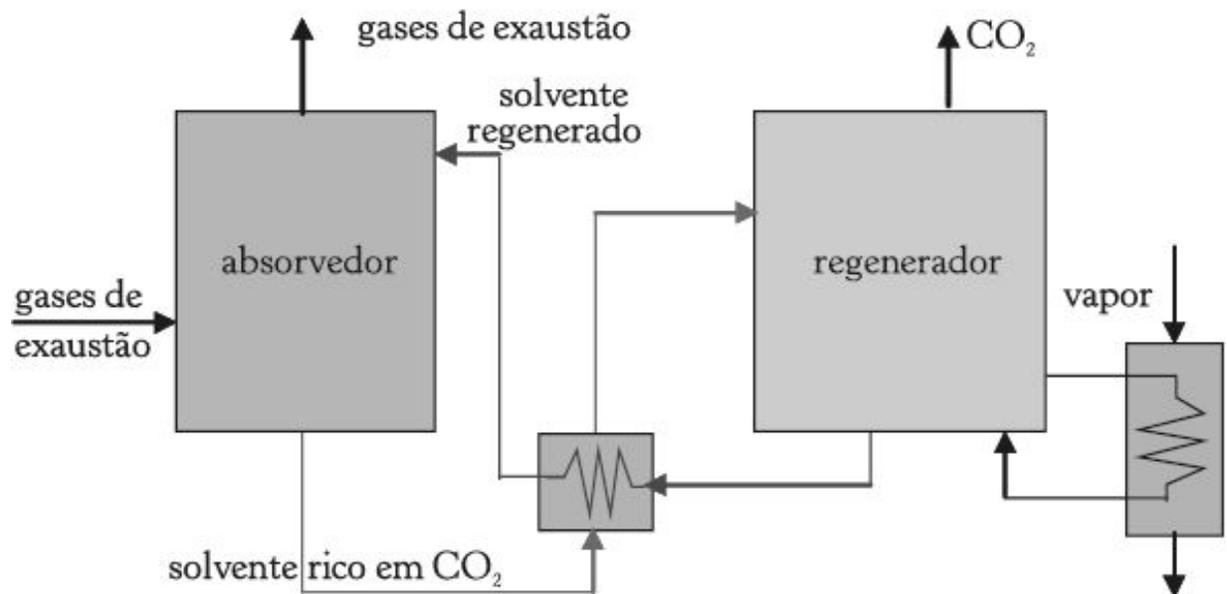


Figura 6.6 – Processo de absorção de MEA em pós-combustão

Fonte: Lyngfelt e Leckner (1999); Feron (2006).

## Análise de alternativas tecnológicas apresentadas na literatura

A área de geração de energia apresenta ciclos térmicos clássicos e algumas inovações que têm sido pesquisadas, em geral com objetivos voltados ao aumento da eficiência térmica, aproveitamento de combustíveis residuais ou redução das emissões atmosféricas. Como o foco deste capítulo é resgatar as alternativas tecnológicas com potencial de minimização das emissões de CO<sub>2</sub>, apresentam-se no Apêndice 1 algumas considerações sobre ciclos térmicos clássicos e as variantes de inovação tecnológica em desenvolvimento.

Otter (2004) apresenta um quadro das opções tecnológicas para redução de CO<sub>2</sub> e o seu estágio atual, bem como as classifica de acordo com as Famílias tecnológica 1 a 3; as considerações do referido autor são apresentadas na Tabela 6.3. Damen et al. (2006), por sua vez, consideram sistemas similares aos de Otter (2004) junto a outros sistemas de geração de energia, discriminando também as vertentes tecnológicas consideradas. A Tabela 6.4 descreve as tecnologias consideradas por Damen et al. (2006) e as respectivas famílias tecnológicas.

Tabela 6.3 – Possíveis tecnologias com captura de CO<sub>2</sub>

Tecnologia	Estágio atual da tecnologia	Família tecnológica considerada
Ciclo combinado com gaseificação integrada (IGCC)	nova	pré-combustão (1)
CCGT e reator de <i>shift</i> de CO	nova	pré-combustão (1)
Ciclo térmico, combustível pulverizado e limpeza de gases	melhoria	pós-combustão (3)
Ciclo térmico, combustível pulverizado, limpeza de gases e combustão com oxigênio	melhoria	<i>oxy-fuel</i> (2)
Ciclo térmico com caldeira supercrítica, combustível pulverizado e limpeza de gases	nova ou melhoria	pós-combustão

		(3)
Ciclo térmico com caldeira supercrítica, combustível pulverizado, limpeza de gases e combustão com oxigênio	nova ou melhoria	oxy-fuel (2)
CCGT com limpeza de gases	melhoria	pós-combustão (3)
CCGT com novos gaseificadores de carvão para efetivamente produzir uma unidade IGCC	melhoria	pré-combustão (1)

Notas: IGCC – integrated gasification combined cycle; CCGT – ciclo combinado com conjunto a gás (combined cycle gas turbine). Fonte: Otter (2004).

Tabela 6.4 – Possíveis tecnologias com captura de CO<sub>2</sub>

Tecnologia	Tecnologia de captura e separação de CO <sub>2</sub>	Família tecnológica
Ciclo térmico a carvão pulverizado (PCPP)	Uso de O <sub>2</sub> puro produzido por separação criogênica	oxy-fuel (2)
	Absorção química usando MEA	pós-combustão (3)
Ciclo combinado com gás natural (NGCC)	Separação de CO <sub>2</sub> e H <sub>2</sub> por absorção física ou química e combustão de H <sub>2</sub> em conjunto a gás	pré-combustão (1)
	Ciclos com ASU convencional para produzir O <sub>2</sub> puro devem ser distinguidos de ciclos como centrais geradoras de potência AZEP e combustão em <i>loop</i> químico	oxy-fuel (2)
	Absorção química usando MEA	pós-combustão (3)
Ciclo combinado com gaseificação de carvão integrado (IGCC)	Reator de <i>shift</i> instalado após a seção de limpeza de gás para converter o CO presente no gás de síntese em CO <sub>2</sub> e H <sub>2</sub> por adição de vapor	pré-combustão (1)
	Um grande ASU provê O <sub>2</sub> para a combustão de gás de síntese; novas turbinas a gás, projetadas para operarem com CO <sub>2</sub> /H <sub>2</sub> 0 como fluido de trabalho	oxy-fuel (2)
	Absorção química instalada após o conjunto a gás; sem reator de <i>shift</i> ou modificações no conjunto a gás	pós-combustão (3)
Células combustíveis (FC)	CO <sub>2</sub> capturado após a célula combustível, queimando gás natural ou de síntese	“pré-captura”
	CO <sub>2</sub> removido após o gás de síntese sofrer reação de <i>shift</i> , por solvente físico, membranas ou adsorção	“pós-captura”

Nota: ASU – Air Separation Unit; AZEP – Advanced Zero Emission Power Plants; FC – Fuel Cell; PCPP – Pulverized Coal Power Plant; NGCC – Natural Gas Combined Cycle; MEA – Monoetanolamina. Fonte: Própria, baseado em Damen et al. (2006).

Para Damen et al. (2006), as famílias tecnológicas se resumem às três primeiras da taxonomia de Göttlicher e Pruschek (1997), uma vez que, em seu entendimento, células combustíveis e sistemas que utilizam o conceito de *loop* químico (que equivaleria à Família tecnológica 5) correspondem ao conceito de desnitração (*oxy-fuel*, ou Família 2); referem-se às centrais geradoras de potência de emissão zero (AZEP, Advanced Zero Emission Power Plants) como sendo conceito *oxy-fuel*. A Família tecnológica 4, que se refere ao sistema Hydrocarb, não é considerada pelos primeiros autores certamente por ser essa uma tecnologia que surgiu na década de 1990 como uma promessa de conversão eficiente para o carvão, mas que não apresentou continuidade ao longo da última década, como se apresentará na sequência.

São apresentados, nos itens seguintes, diferentes opções tecnológicas publicadas na literatura técnica e que se enquadram necessariamente em uma das rotas tecnológicas assumidas na taxonomia de Göttlicher e Pruschek (1997), buscando-se não apenas identificar seus pontos favoráveis e/ou desfavoráveis. Tecnologias que apresentam multiplicidade de classificações, como o IGCC, são discutidas à parte.

### **Família 1 (pré-combustão)**

A definição das tecnologias associadas à Família 1, ou de pré-combustão, corresponde aos processos em que o CO<sub>2</sub> é capturado do gás de síntese produzido via reforma a vapor, oxidação parcial do gás natural ou gaseificação do carvão (Damen et al., 2006), pelo que o combustível fica rico em hidrogênio e é queimado com ar depois da separação de H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>, sendo possível a separação dos mesmos com ou sem reação catalítica de *shift* de CO.

De acordo com Otter (2004), os processos de pré-tratamento se destacam positivamente em relação ao pós-tratamento (Família 3) por produzirem um menor volume de gases ricos em CO<sub>2</sub> a serem tratados. Isso reduz as dimensões da unidade de separação desse gás, reduzindo desse

modo o custo de investimento do componente correspondente. Além disso, a maior concentração de CO<sub>2</sub> permite que técnicas de separação menos seletivas sejam empregadas, reduzindo a quantidade de energia consumida.

A gaseificação de produtos como carvão, resíduos de refinaria e biomassas produz um gás sintético combustível, o gás de síntese (*syngas*). Como muitas das tecnologias avançadas apresentadas na literatura se baseiam na combustão de gás de síntese em conjuntos a gás, que são projetadas para queima de gás natural ou certos combustíveis líquidos, necessária se torna a análise da conversão desses conjuntos ao novo combustível. O artigo de Wimer et al. (2006) apresenta resultados interessantes a esse respeito.

De acordo com tais autores, o gás natural, composto predominantemente por metano, que representa mais de 93% do seu volume, tem poder calorífico inferior de 35 MJ/m<sup>3</sup>. O gás de síntese, por sua vez, é composto principalmente de hidrogênio e monóxido de carbono, mas com uma fração significativa (mais de 50%) de compostos não combustíveis (como vapor, dióxido de carbono e nitrogênio), tem poder calorífico bem menor – entre 9,3 MJ/m<sup>3</sup> e 11,2 MJ/m<sup>3</sup>, segundo GTW (2007a). <sup>48</sup> As diferenças tanto na composição quanto no poder calorífico conduzem a dois desafios principais para a adaptação dos conjuntos a gás, ambos podendo ser parcialmente equacionados integrando o conjunto a gás com a unidade de separação de ar:

- *acomodar diferentes características de combustão* : recentemente passou-se a empregar combustores de baixo NO<sub>x</sub> em conjuntos a gás que queimam gás natural; por conta da acomodação das características de combustão do gás de síntese, deve-se empregar câmara de combustão de difusão de um estágio, de modo a evitar pontos quentes e controlar a formação de NO<sub>x</sub> (evitar pontos quentes é mais difícil por conta da elevada temperatura de chama adiabática do hidrogênio, de 2.047 °C, e do CO, de 2.100 °C, contra 1.875 °C do metano, como citado por Wimer et al., 2006). A temperatura de entrada na turbina (TIT, Turbine Inlet Temperature) é então reduzida

pela introdução de diluentes, como o  $N_2$  obtido no ASU, vapor de baixa pressão da caldeira de recuperação, ou água.

Testes realizados pela empresa General Electric demonstraram que, com a diluição, o poder calorífico do gás de síntese cai para algo entre  $4 \text{ MJ/m}^3$  e  $5 \text{ MJ/m}^3$ , o que conduz a emissões de  $\text{NO}_x$  da ordem de 10 ppmvd (parte por milhão em volume, seco) com 15% de excesso de  $\text{O}_2$ , ainda que mantendo a TIT em  $1.400 \text{ }^\circ\text{C}$ . Valores comerciais de emissão de  $\text{NO}_x$  alcançam 15 ppmvd com 15% de excesso de  $\text{O}_2$ . A introdução de diluente pode ser feita diretamente na câmara de combustão ou em pré-mistura com o gás de síntese; se não realizada adequadamente, a diluição pode resultar em degradação da estabilidade da chama, com conseqüente apagamento da mesma ou mais emissão de CO (Wimer et al., 2006).

– *acomodar maiores vazões (volumétricas e em massa) de combustível e gases de combustão na câmara de combustão e no conjunto a gás* : a potência de um conjunto a gás é dependente de sua vazão em massa; devido a limites mecânicos, como torque e linha de entupimento (*surge line*), há uma vazão em massa máxima (e conseqüente potência) que o conjunto a gás pode suportar com segurança.

Para uma dada vazão em massa de ar que entra na câmara de combustão, o conjunto a gás requer um determinado conteúdo energético do combustível que é independente do produto empregado. Isso significa que, ao se utilizar um gás de síntese com poder calorífico (em massa e em volume) muito menor que o do metano, uma quantidade muito maior em massa (tipicamente, cinco a seis vezes) e em volume (tipicamente, quatro a cinco vezes) de gás de síntese será necessária para a mesma necessidade energética.

A razão típica entre a vazão de gases de exaustão e a vazão de ar para um conjunto a gás utilizando gás natural varia entre 1,02 e 1,03; quando opera com gás de síntese, tal razão se eleva para 1,16 (Wimer et al., 2006). Alguns expedientes poderiam ser utilizados para acomodar tal aumento de vazão, tais como: trocar a diluição via  $N_2$  pela umidificação do gás de

síntese; operar o conjunto a gás com o injetor de entrada parcialmente fechado ou ainda extrair ar do compressor do conjunto a gás e enviá-lo ao ASU para reduzir a vazão no conjunto a gás. Quaisquer deles irão causar impactos em termos de eficiência e geração de energia que devem ser considerados na análise.

O processo de gaseificação de carvão pode ser feito com injeção de ar ou de oxigênio. A gaseificação com injeção de oxigênio produzido pelo ASU criogênico é a que se encontra em sistemas IGCC comercialmente disponíveis, e, mais raramente, empregando ar obtido de extração do compressor do conjunto a gás. Sistemas de gaseificação com injeção de ar ainda necessitam estabelecer um histórico; vantagens competitivas poderiam ser alcançadas com a injeção de ar por ser esse um processo de menor custo que o processo de injeção de oxigênio (elimina a necessidade de ASU, que representa elevado peso ao custo de investimento final) [49](#) e por requerer menor potência para operação (GTW, 2007a). Por outro lado, todo o  $N_2$  inerte do ar de processo é carregado ao gás de síntese, dobrando praticamente a dimensão da unidade de limpeza de gases, inclusive o sistema de captura de  $CO_2$ . Além disso, o gás de síntese produzido no sistema de gaseificação com injeção de ar conta com um poder calorífico inferior que é cerca de metade do que se obtém com a gaseificação por injeção de oxigênio (GTW, 2007a).

Em gaseificadores com injeção de oxigênio, a alta pressão do fluxo de gás de síntese e a relativamente elevada concentração de  $CO_2$  (cerca de um terço por volume) permitem a efetividade do processo de absorção de solvente. O solvente é regenerado pela redução da pressão para liberar o  $CO_2$ , coletando-o e enviando-o ao compressor. Como regra prática, com 90% de captura do  $CO_2$  é possível alcançar cerca de 1 tonelada de  $CO_2$  por MWh líquido gerado. Na gaseificação com injeção de ar as concentrações de  $CO_2$  são muito menores e a remoção se torna mais difícil devido ao elevado conteúdo de  $N_2$  presente no gás de síntese. Isso contrabalança alguns dos benefícios deste último de ser capaz de eliminar ou reduzir as dimensões do ASU (Jaeger, 2007a).

Cada processo de gaseificação (com ar ou oxigênio) apresenta características operacionais únicas que se refletem na composição do gás de síntese: as diferenças incluem a razão carbono/ar, necessidades de vapor para o processo, pressões e temperaturas operacionais, método de resfriamento do gás de síntese antes de enviá-lo para limpeza e posteriormente para o conjunto a gás. Outra variável importante por conta da crescente preocupação com a redução das emissões de CO<sub>2</sub> diz respeito a utilizar-se ou não reator de *shift*, no qual vapor é adicionado ao gás para converter CO em CO<sub>2</sub> e formar H<sub>2</sub> adicional. O CO<sub>2</sub> é então removido do gás de síntese como parte do processo de limpeza e remoção de gases ácidos (AGR, Acid Gas Removal), projetado para remover enxofre na forma de H<sub>2</sub> S. O gás de síntese sai do AGR como um combustível formado basicamente por H<sub>2</sub> (GTW, 2007a).

As duas propostas de configurações apresentadas na sequência são classificadas nessa rota tecnológica; a estrutura apresentada em Lozza e Chiesa (2002a) apresenta um ciclo combinado associado a processo de oxidação parcial [50](#) (Figura 6.7), com absorção de CO<sub>2</sub> por processo físico ou químico. A configuração apresentada em Lozza e Chiesa (2002b) envolve ciclo combinado com reforma de metano por uso de vapor (Figura 6.8).

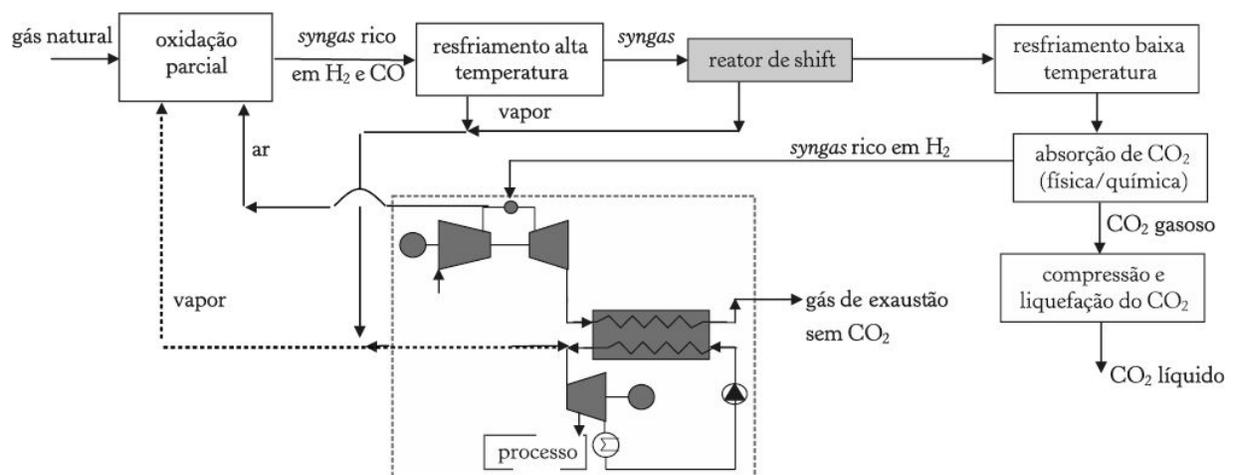


Figura 6.7 – Ciclo combinado com oxidação parcial, segundo Lozza e Chiesa (2002a)

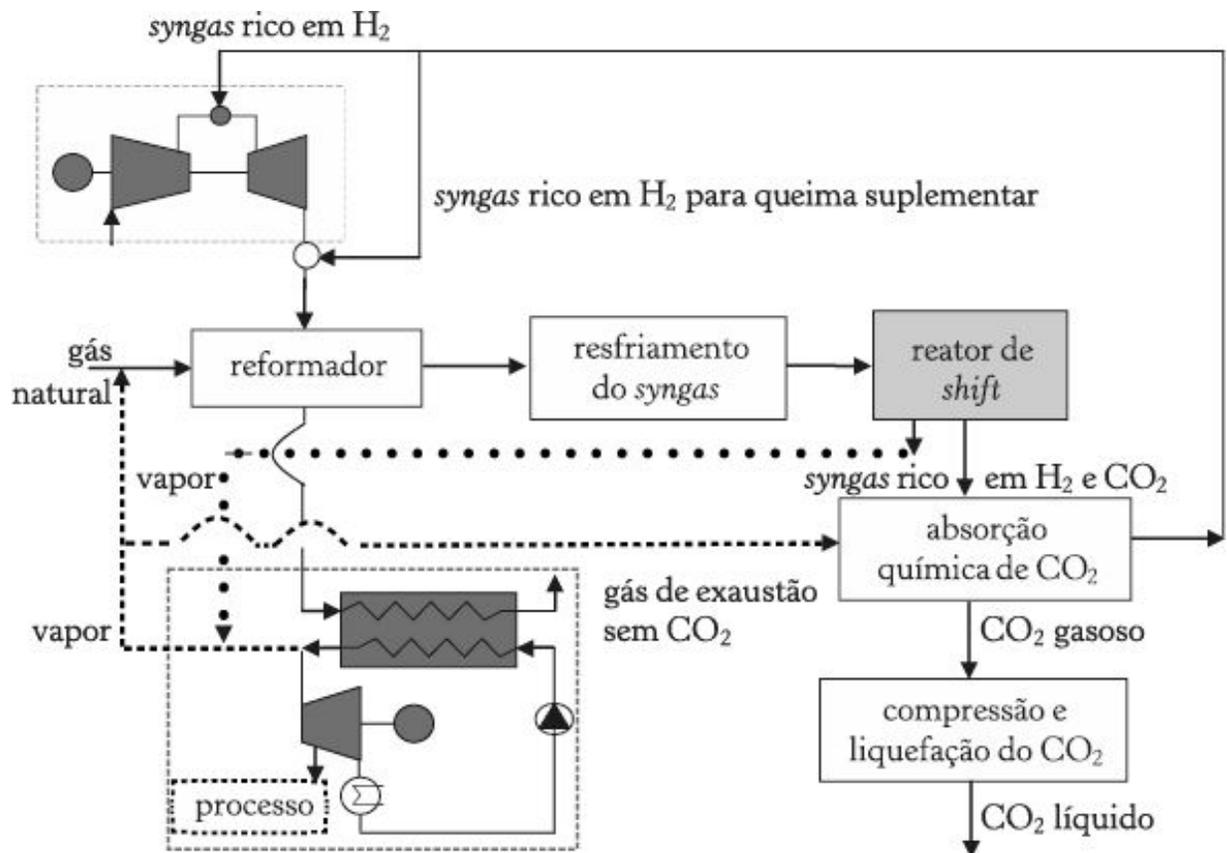


Figura 6.8 – Ciclo combinado com reforma a vapor, segundo Lozza e Chiesa (2002b)

Em Lozza e Chiesa (2002a) são testadas, para a mesma configuração, tanto a absorção química quanto a física de CO<sub>2</sub> com oxidação parcial. A comparação entre essas duas configurações e a apresentada em Lozza e Chiesa (2002b), com reformador de vapor, todas elas com 90% de captura de dióxido de carbono, revela que a configuração com oxidação parcial de gás natural e absorção química de CO<sub>2</sub> é a que se apresenta mais promissora, com eficiência de 48,5%. O desempenho do sistema com oxidação parcial e absorção física é comparável, mas com custo de investimento superior. O sistema com reformador de vapor apresenta potência gerada e eficiência inferiores, mas produz hidrogênio com 95% de pureza, enquanto a oxidação parcial gera combustível com grande diluição de nitrogênio.

## Família 2 (“desnitrogenação” ou *oxy-fuel* )

Nos processos da Família 2, um combustível é queimado em atmosfera de oxigênio misturado com CO<sub>2</sub> reciclado e/ou vapor, resultando em um fluxo concentrado de CO<sub>2</sub> e vapor, que pode ser separado por condensação. Uma unidade de separação de ar é empregada para remover o N<sub>2</sub> do ar de combustão e no processo de geração de energia, o ciclo térmico queima o combustível com o oxigênio obtido na ASU.

O emprego de nitrogênio como um diluente pode aumentar a vida útil dos componentes de conjuntos a gás e reduzir a formação de NO<sub>x</sub> térmico por eliminar pontos quentes (*hot spots*) na câmara de combustão. A diluição de nitrogênio pode ser especialmente benéfica para conjuntos a gás que operam em ambientes de elevada temperatura ambiente, e que sofrem com a baixa densidade do ar ambiente (Wimer et al., 2006); além disso, a injeção de nitrogênio representa um aumento de potência de saída (entre 20% e 25%) no conjunto a gás na medida em que aumenta a vazão em massa circulante (GTW, 2007a/b).

A integração entre a ASU e a extração de ar do compressor do conjunto a gás é recomendada, uma vez que representa um processo de melhoria energética pela redução do consumo de potência auxiliar, reduz os custos de um compressor de ar extra e melhora a eficiência global da instalação. Recomenda-se que a extração de ar do compressor do conjunto a gás se situe entre 30% e 40% (GTW, 2007b). Segundo a literatura, 30% representam um valor ótimo para o balanceamento entre a maximização entre geração de energia e eficiência sem comprometer a disponibilidade ou a confiabilidade da instalação, e 50% seria o valor sugerido como limite baseado em experiência da Siemens (GTW, 2007c). Quando o gás de síntese rico em H<sub>2</sub> é diluído em 50% de N<sub>2</sub> para o controle de NO<sub>x</sub> e aumento de potência gerada, o poder calorífico da mistura cai aproximadamente à metade (Jaeger, 2007a).

Shao et al. (1995) apresentam o estudo de um ciclo concebido de acordo com a rota tecnológica da Família 2. A alternativa conta com um combustível queimado em atmosfera de oxigênio misturado com CO<sub>2</sub> reciclado e/ou vapor, resultando em um fluxo concentrado de CO<sub>2</sub> e vapor

separado por condensação, com oxigênio fornecido por ASU, conforme a Figura 6.9. A proposta, concebida como P2C2 (Power Plant with CO<sub>2</sub> Capture), queima um hidrocarboneto enriquecido com oxigênio gerado em um ASU, cujo resultado é um gás composto por CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O; a água é condensada e reutilizada, enquanto que o CO<sub>2</sub> é reinjetado na câmara de combustão do conjunto a gás. Para isso, os autores se valem do conceito de um separador de ar integrado ao sistema de captura de CO<sub>2</sub>, denominado AS/CC (Air Separation/CO<sub>2</sub> Capture).

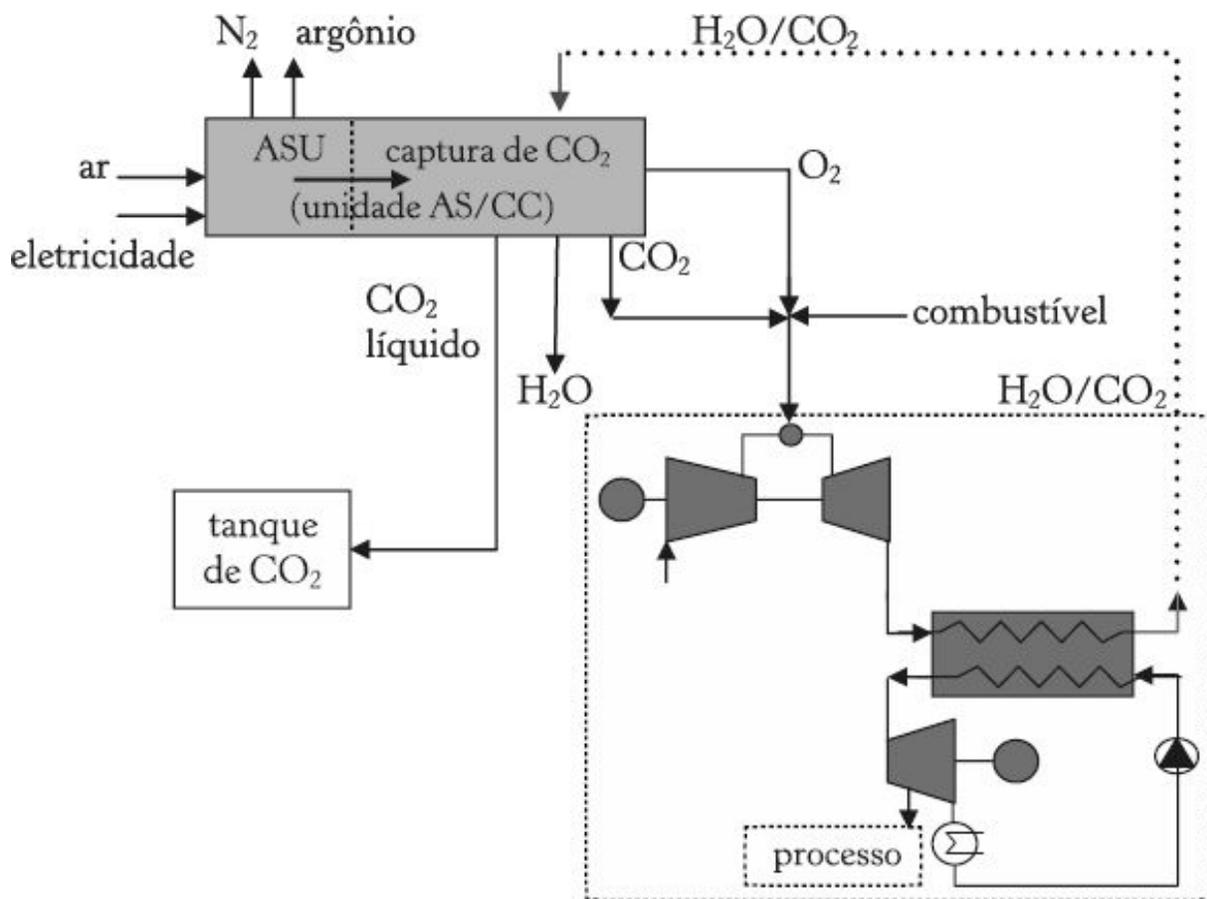


Figura 6.9 – Ciclo P2C2, proposto por Shao et al. (1995)

A instalação proposta por Yantovski (1996) conta com um separador de ar e a combustão de um combustível arbitrário que, uma vez gaseificado e limpo, é misturado com oxigênio e CO<sub>2</sub> recirculado do sistema de geração de energia (as análises foram feitas para queima de metano). O gás rico em

CO<sub>2</sub> gerado na câmara de combustão é enviado a turbinas a gás (são duas unidades, uma com redução de pressão de 24 MPa para 6 MPa, a 600 °C, e outra com redução de pressão de 6 MPa para 0,4 MPa, a 1.200 °C). A configuração apresentada conta com três trocadores de calor que realizam o resfriamento do fluxo de gás rico em CO<sub>2</sub> antes e após sua entrada no compressor, e a parcela líquida então formada é recolhida e destinada em local adequado (aquíferos, por exemplo); a partir de então, o fluxo de gás rico em CO<sub>2</sub> é aquecido e recirculado para entrada no gaseificador. A configuração exibida na Figura 6.10 não apresenta chaminé nem gases de exaustão liberados para a atmosfera.

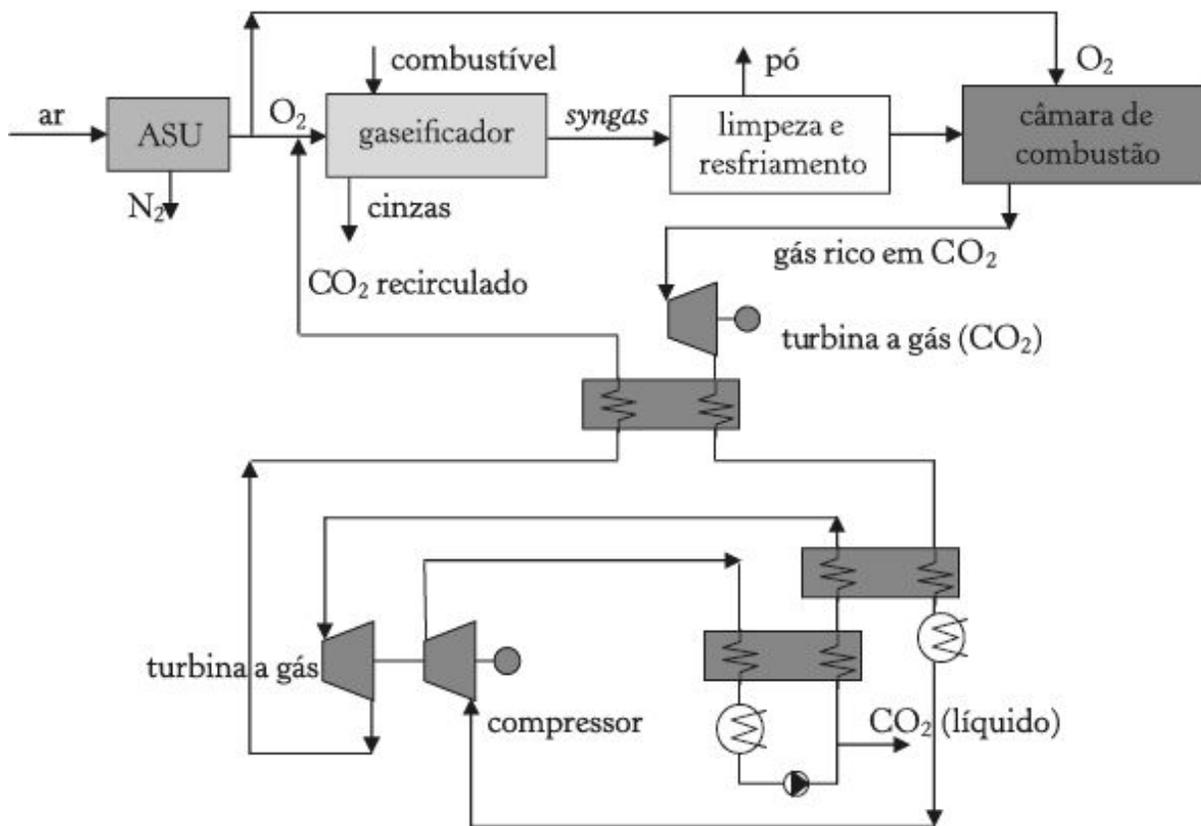


Figura 6.10 – Ciclo de emissão zero proposto por Yantovski (1996)

O trabalho de Mathieu e Nihart (1999) apresenta um ciclo de CO<sub>2</sub> denominado MATIANT que se encontra ilustrado na Figura 6.11. Tal ciclo é uma melhoria do ciclo COOPERATE (CO<sub>2</sub> Prevented Emission

Recuperative Advanced Turbine Energy) citado em Yantovski (1994). O termo MATIANT é um acrônimo decorrente dos nomes de Mathieu e Iantovski, [51](#) segundo Mathieu e Nihart (1999); o ciclo MATIANT é definido por tais autores como sendo composto de um ciclo Rankine e de um ciclo Brayton regenerativo, ambos baseados em  $\text{CO}_2$ . Sua expectativa de eficiência é de 45% queimando gás natural;  $\text{CO}_2$  líquido e de alta pressão é produzido, viabilizando seu transporte, reúso ou estocagem.

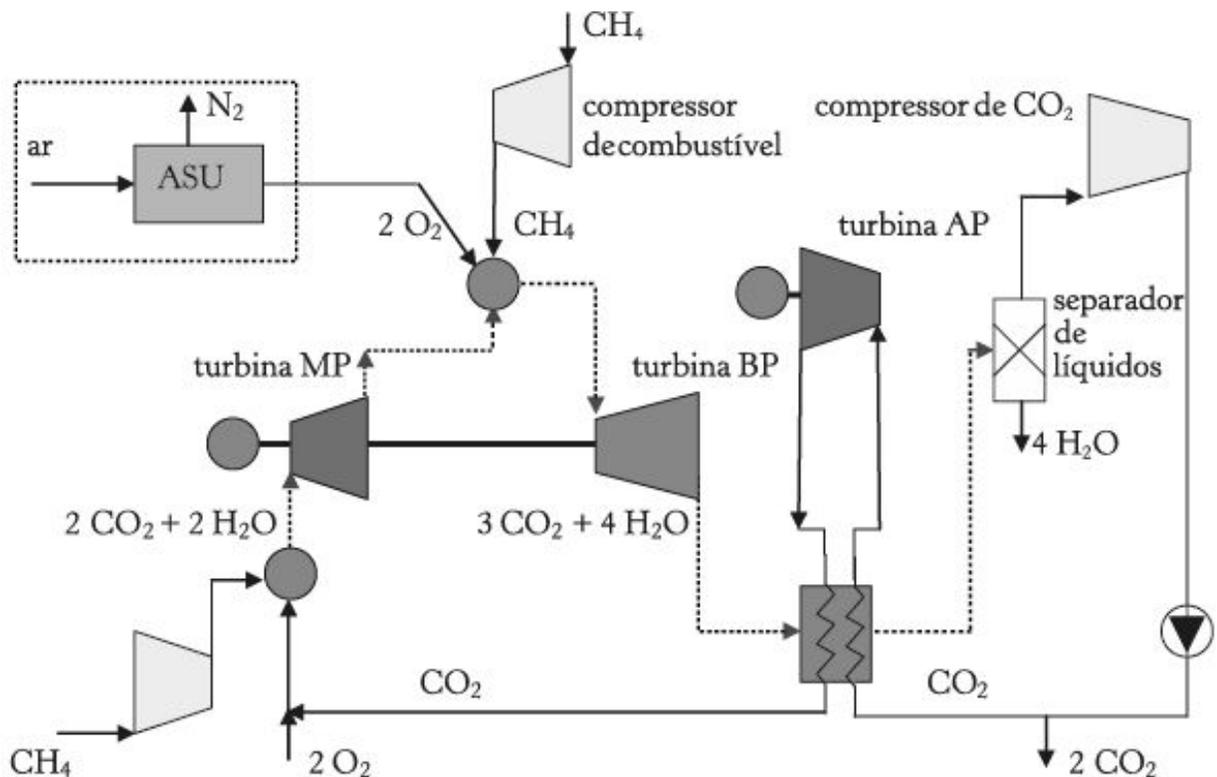


Figura 6.11 – Ciclo MATIANT, segundo Mathieu e Nihart (1999) [52](#)

De acordo com Zhang e Lior (2006), o sistema que se observa na Figura 6.12 é operado por um sistema “quase combinado” em dois estágios e que queima uma mistura de oxigênio e dióxido de carbono recirculado, tal como os ciclos propostos por Yantovski (1996) e Mathieu e Nihart (1999). A configuração apresentada corresponde à primeira composição proposta pelos autores, e as demais variantes se baseiam no emprego de trocadores de calor para aquecimento e resfriamento intermediário. Observaram-se

melhorias em relação ao caso base de 2% a 3% sobre a eficiência e de mais de 10% sobre a potência gerada para o caso com aquecimento; no entanto, verificou-se aumento na temperatura de entrada do trocador de calor e um aumento de 54% na área de troca térmica. Para o caso com resfriamento intermediário observaram-se pequenas reduções na eficiência e na potência gerada.

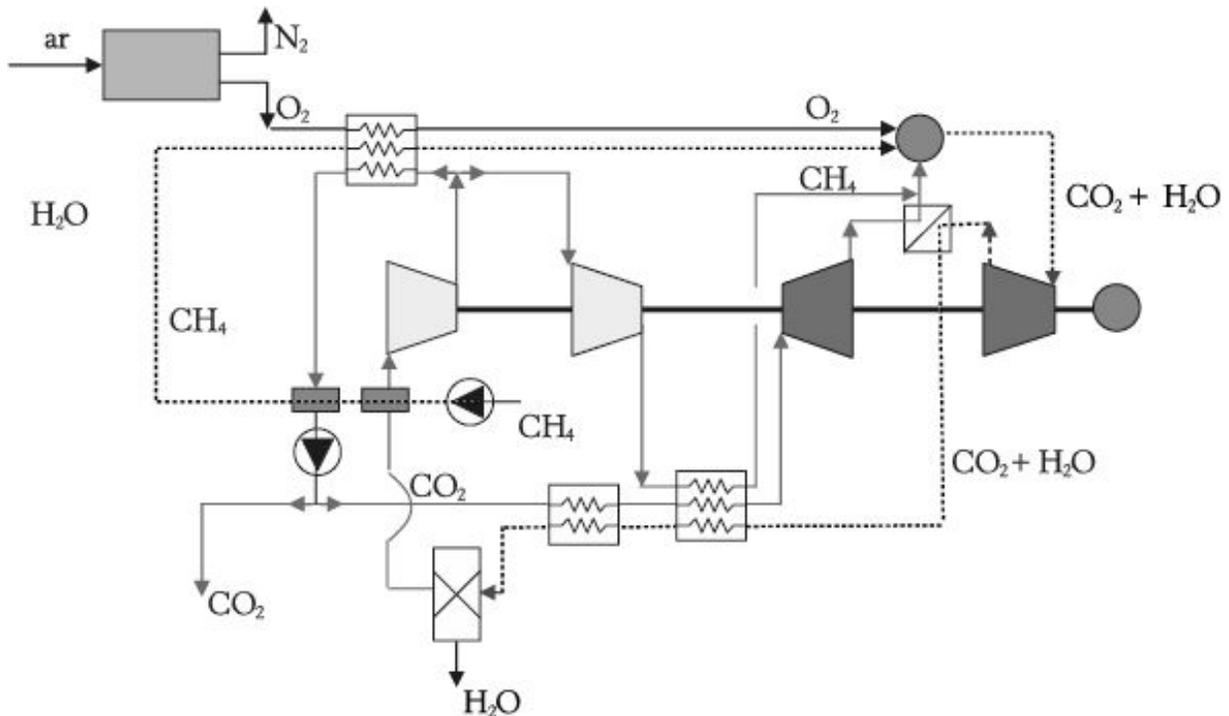


Figura 6.12 – Ciclo baseado em CO<sub>2</sub>, segundo Zhang e Lior (2006)

Como observado por Damen et al. (2006), as turbinas a gás existentes apresentam características distintas daquelas que seriam necessárias para seu emprego tendo o CO<sub>2</sub> como fluido de trabalho: a razão de pressão ótima para as turbinas operando com CO<sub>2</sub> deve ser maior que para um conjunto a gás convencional, e o emprego dessas com o novo fluido de trabalho implicaria operar com menor eficiência. Depreende-se que é necessário o desenvolvimento de novos equipamentos, com especial atenção à câmara de combustão e compressor.

Damen et al. (2006) também citam como sendo pertencentes a essa rota tecnológica:

– *centrais geradoras de potência de emissão zero* – AZEP (Advanced Zero Emission Power Plants): consiste em um ciclo combinado no qual a câmara de combustão é substituída por um reator de membrana mista condutiva (MCM, Mixed Conducting Membrane), o qual inclui uma câmara de combustão, um trocador de calor de calor de “baixa” temperatura, uma membrana MCM e um trocador de calor de alta temperatura (Eide et al., 2005). Como descrito pelos autores, o ar comprimido no conjunto a gás a 1,8 MPa é aquecido a uma temperatura entre 800 °C e 900 °C no trocador de calor de “baixa” temperatura antes de entrar na membrana MCM. A Figura 6.13 ilustra tal configuração.

O reator MCM combina produção de oxigênio, queima de combustível e troca de calor; o ar comprimido entra no reator MCM, onde oxigênio passa através da membrana e é transportado para a câmara de combustão. O calor da combustão é transferido para o oxigênio retirado do ar, que é expandido em uma turbina convencional. Vapor é gerado na caldeira de recuperação a partir do calor disponível na exaustão do conjunto a gás, e o fluxo de CO<sub>2</sub> /H<sub>2</sub>O é gerado na câmara de combustão, sendo expandido numa turbina a vapor. O emprego de CO<sub>2</sub> /H<sub>2</sub>O em turbinas a vapor se revela uma vantagem da tecnologia AZEP, ainda que desafios tecnológicos sejam presentes no desenvolvimento do reator MCM (Damen et al., 2006). O CO<sub>2</sub> é recuperado, comprimido, liquefeito e bombeado para seu uso final com captura de 100 % de todo o CO<sub>2</sub> (Eide et al., 2005).

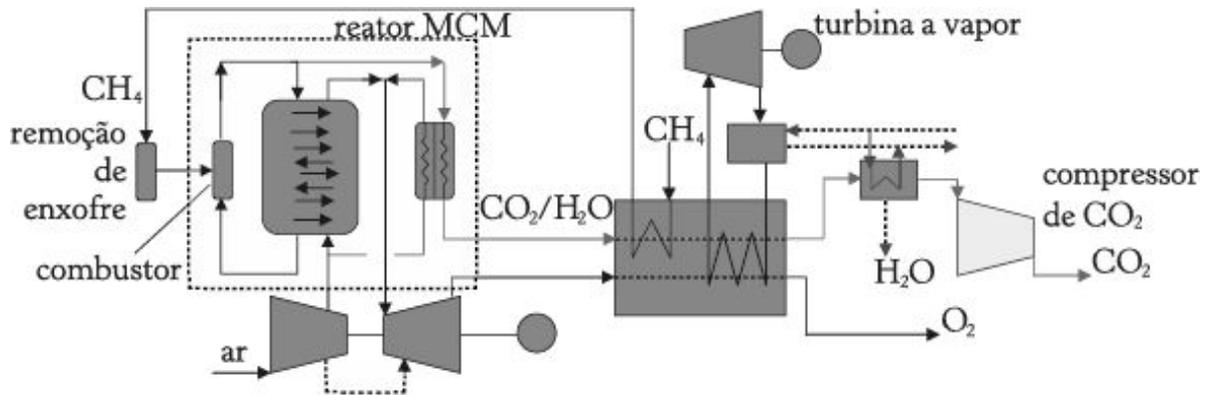


Figura 6.13 – Ciclo AZEP, segundo Eide et al. (2005)

– *ciclo Graz* : o ciclo Graz consiste basicamente de um ciclo Brayton de alta temperatura (compressores  $C_2$  ,  $C_3$  , câmara de combustão e turbina de alta temperatura, HTT) e um ciclo Rankine de baixa temperatura (turbina de baixa (LPT) e alta (HPT) pressão, condensador e caldeira de recuperação), conforme Figura 6.14.

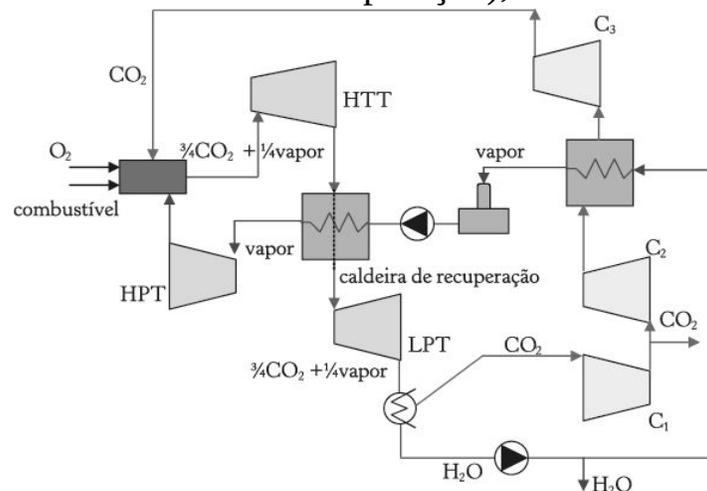


Figura 6.14 – Ciclo Graz, segundo Jericha et al. (2003)

O combustível proposto em Jericha et al. (2003) é carvão gaseificado com injeção de oxigênio, com frações molares de 10% de  $CO_2$  , 40% de CO e 50% de  $H_2$  . O combustível e oxigênio em proporção estequiométrica são enviados à câmara de combustão operada a 4,0 MPa; vapor e  $CO_2$  são adicionados para resfriar os queimadores. A mistura de  $\frac{3}{4}$  de  $CO_2$  e  $\frac{1}{4}$  de vapor deixa a câmara de combustão com temperatura de 1.400 °C, sendo então expandido na turbina de alta temperatura (HTT) até 0,1 MPa e 642

°C. Os gases quentes que saem da turbina seguem para a caldeira de recuperação, gerando vapor superaquecido que é enviado à turbina de alta pressão (HPT), e dali segue para ser expandido na turbina de baixa pressão (LPT), condensando a 0,025 MPa. No condensador a mistura de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O se separa. A água é vaporizada e superaquecida até 18,0 MPa e 567 °C, enquanto o CO<sub>2</sub> é comprimido até a pressão atmosférica, sendo separada a parcela que segue para combustão, mediante compressão adicional, daquela que segue para estocagem.

### **Família 3 (pós-combustão)**

Os processos associados à Família 3 incluem todas as formas de geração de energia baseadas na queima de combustíveis fósseis nas quais o CO<sub>2</sub> é removido dos gases de exaustão, após a combustão, no ponto de rejeição dos mesmos da unidade de geração.

O trabalho de Desideri e Corbelli (1998) se refere a um ciclo a gás com injeção de vapor (ciclo Cheng ou STIG, Steam Injection Gas Turbine) integrado a processo de separação de CO<sub>2</sub> a partir de absorção química. O ciclo tem grande aderência à cogeração, uma forma de geração descentralizada; isso se explica pelo fato de os novos ciclos térmicos demandarem vários anos para alcançar a condição comercial relativamente à otimização de componentes e de sua confiabilidade operacional, o que conduz à sua aplicação inicialmente em grandes unidades.

Bolland e Mathieu (1998) apresentam a comparação entre dois ciclos combinados, um composto de acordo com a estrutura da rota tecnológica referente à Família 2 e outro de acordo com requisitos da Família 3; as Figuras 6.15(a) e 6.15(b) ilustram as configurações analisadas. De acordo com as avaliações realizadas, o ciclo referente à Família 3 é o que permite alcançar emissão zero, ainda que mediante redução na eficiência térmica e potência líquida gerada no ciclo; a configuração admite recirculação parcial dos gases de exaustão para reduzir a vazão volumétrica e aumentar a concentração de CO<sub>2</sub> antes da coluna de absorção com monoetanolamina. O

ciclo referente à Família 2 corresponde a um ciclo  $\text{CO}_2 / \text{H}_2 \text{O}$ . Pela comparação entre as duas configurações, baseada em parâmetros de eficiência e potência líquida gerada, o ciclo referente à Família 2 se revela superior em termos de desempenho e viabilidade técnica.

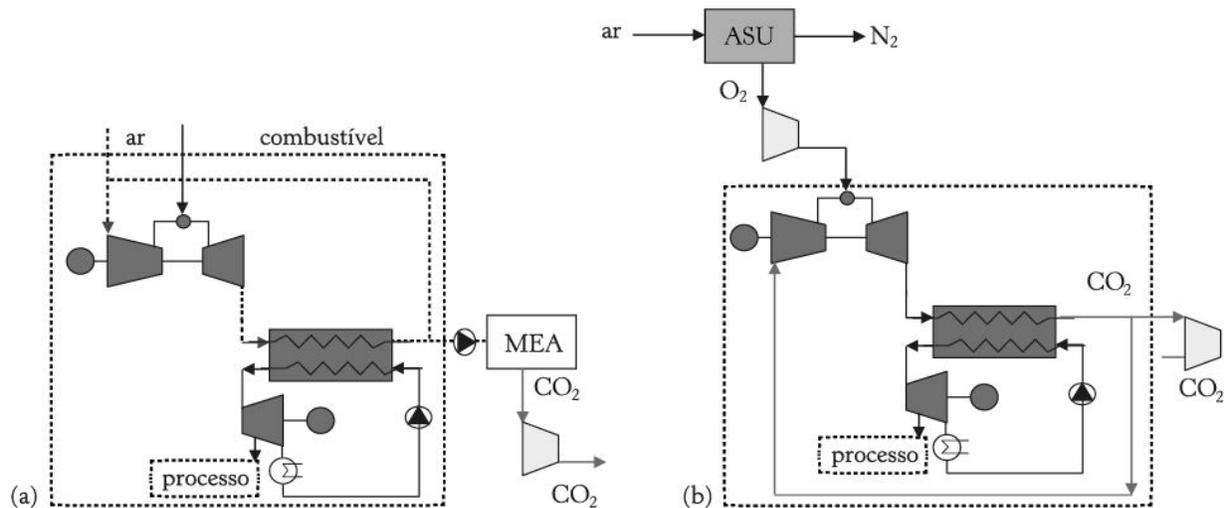


Figura 6.15 – Ciclo combinado (a) da Família 3 e (b) da Família 2 (Bolland; Mathieu, 1998)

Gabrielli e Singh (2003) apresentam uma breve revisão da literatura na qual contextualizam suas três configurações, que se enquadram no conjunto das tecnologias de combustão com oxigênio puro, tendo a mistura água/vapor como fluido de trabalho. A Figura 6.16 apresenta a primeira das configurações propostas, uma vez que as demais se diferenciam por alterações em alguns níveis de pressão, presença ou ausência de trocadores de calor e resfriamento intermediário, dentre outros.

A representação adotada na configuração apresentada simplifica as baterias de aquecedores e de compressores de vapor. Do ponto de vista operacional, o ciclo térmico proposto cita o emprego de oxigênio puro sem, contudo, representar o emprego de um ASU; o gás natural passa por um reformador de vapor, produzindo gás de síntese (basicamente  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$  e vapor) que é queimado na câmara de combustão do conjunto a gás na presença de vapor de água. Os gases de exaustão contém vapor (cerca de 90% em volume) e  $\text{CO}_2$ , que expandem até 0,1 MPa em uma turbina de

vapor/ $\text{CO}_2$  e cedem calor primeiramente ao reformador de vapor e depois à caldeira de recuperação, chegando a  $105\text{ }^\circ\text{C}$ . Uma parcela dos gases é misturada ao vapor da caldeira de recuperação e a mistura passa por uma bateria de compressores antes de ser enviada ao reformador e à câmara de combustão; a parte não recirculada é condensada a  $0,0055\text{ MPa}$  e enviada a um separador de  $\text{CO}_2$  e água.

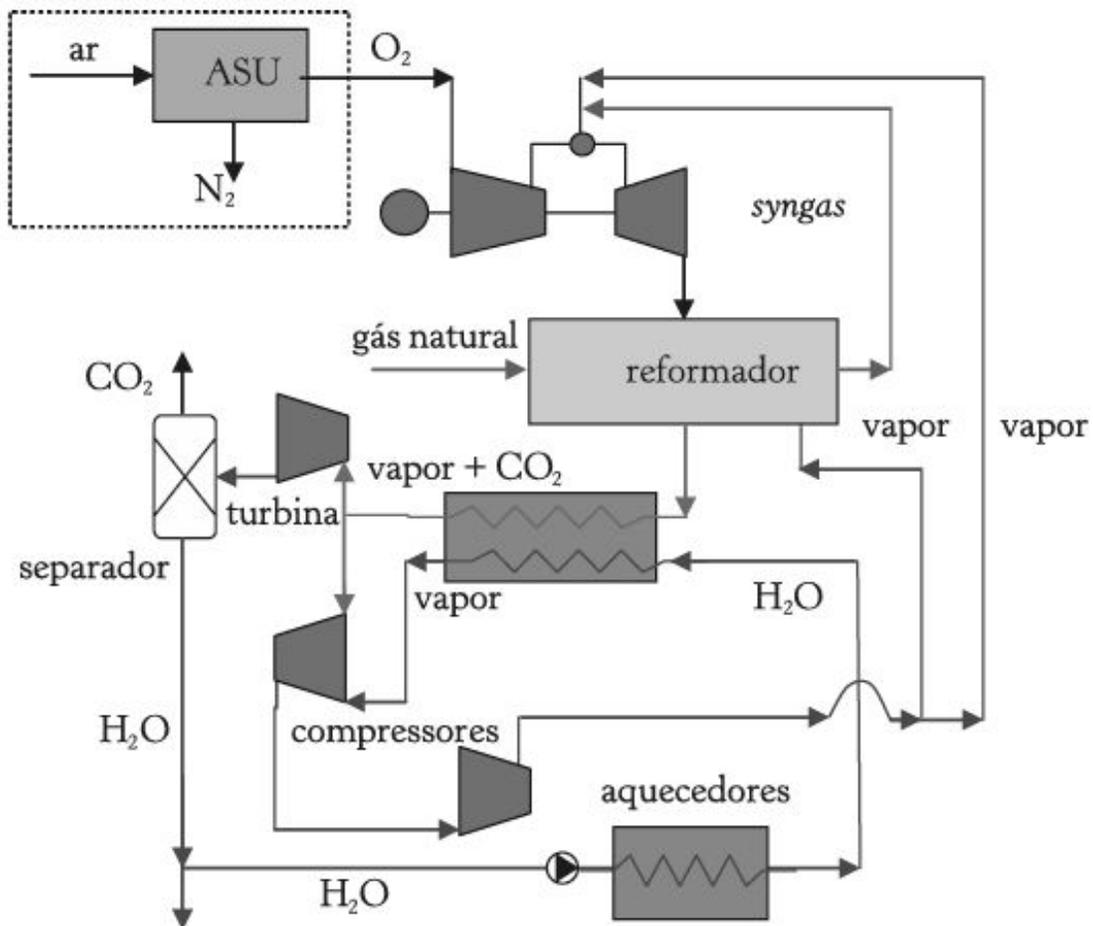


Figura 6.16 – Ciclo térmico proposto por Gabrielli e Singh (2003)

O trabalho de Gambini e Vellini (2003) registra ciclos térmicos convencionais e um ciclo misto avançado (AMC, Advanced Mixed Cycle) com recuperação pós-combustão de  $\text{CO}_2$ ; o ciclo AMC apresentado na Figura 6.17 consiste em um ciclo combinado gás/vapor no qual o vapor constitui um ciclo fechado. Observa-se um aquecimento inicial do vapor,

seguido de um processo regenerativo no qual o mesmo é parcialmente enviado a um separador, e parcialmente misturado com gases de exaustão decorrentes da combustão de gás natural e ar. Nesse ciclo, a separação de água e a recuperação são necessárias para operar o ciclo a vapor no modo fechado; a remoção de CO<sub>2</sub> é obtida por processo de absorção química.

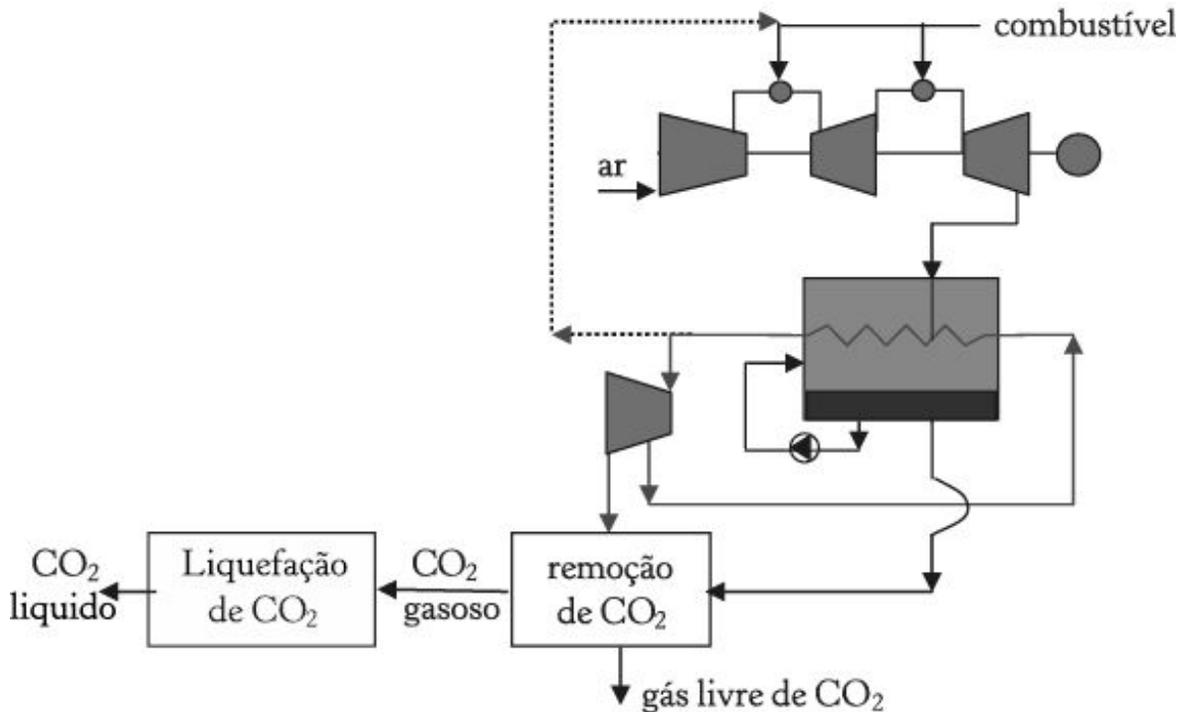


Figura 6.17 – Ciclo AMC proposto por Gambini e Vellini (2003)

## IGCC – ciclo combinado com gaseificação integrada [53](#)

Os ciclos IGCC são analisados por Damen et al. (2006) como compostos pelas três famílias tecnológicas, considerando-se como pré-combustão (Família 1) o emprego de reator de *shift* após a seção de limpeza do gás de síntese, como desnitrogenação (Família 2) o emprego de ASU provendo O<sub>2</sub> para a combustão de gás de síntese ou novos conjuntos a gás, projetados para operarem com CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> 0 como fluido de trabalho, e como pós-combustão (Família 3) o emprego de absorção química após o conjunto a gás, sem reator de *shift* ou modificações no conjunto a gás; entretanto, a

literatura registra diferentes composições de tais famílias, como a seguir descrito.

Do ponto de vista do estágio de desenvolvimento, o IGCC é uma tecnologia radical, ainda em fase de demonstração – embora conte com mais de trinta anos de desenvolvimentos e testes, uma vez que a unidade de Lünen, Alemanha, data de 1972 (GTW, 2007a). As razões para a demora em seu aproveitamento pelas grandes centrais geradoras de potência a carvão se referem à baixa confiabilidade operacional até então demonstrada (embora nos últimos anos já se tenham alcançado disponibilidades [54](#) superiores a 90%) e ao seu custo (entre 10% e 20% superiores aos alcançados por centrais geradoras de potência a carvão pulverizado).

A Figura 6.18 ilustra a proposta de IGCC clássico proposto em Kanniche e Bouallou (2007). Para tal configuração, o reator de *shift* é alocado após os equipamentos de limpeza do gás de síntese, podendo ser então considerada na rota tecnológica da Família 1. A configuração da Figura 6.19, também dos mesmos autores, apresenta uma alternativa “avançada”, na qual o reator de *shift* é antecipado ao tratamento dos gases e é incluída uma turbina de expansão e o ar é fornecido ao ASU em idênticas proporções (50% x 50%) pelo compressor do conjunto a gás e por um compressor auxiliar. Há que observar em ambas as situações a existência de uma ASU provendo oxigênio para a gaseificação e nitrogênio para a câmara de combustão do conjunto a gás.

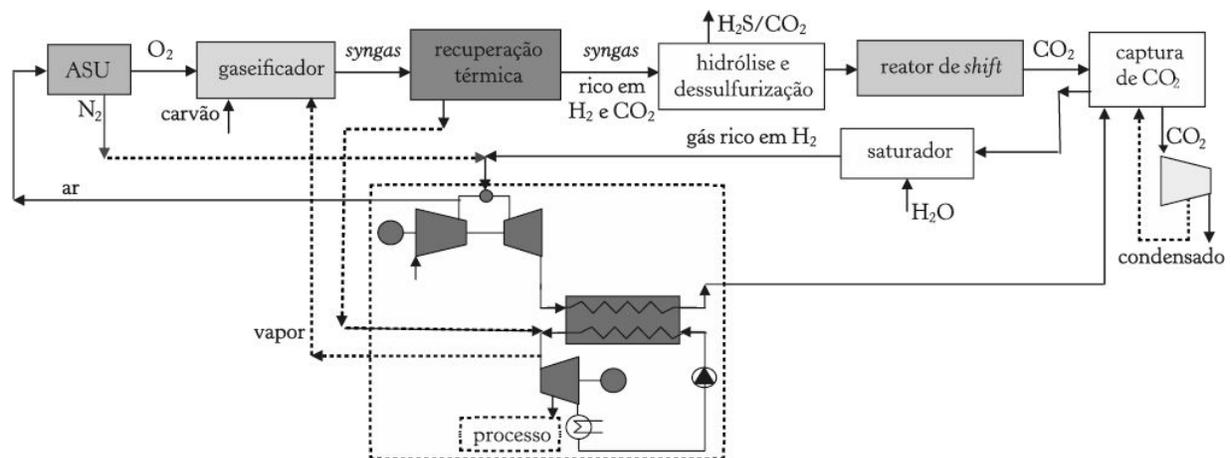


Figura 6.18 – IGCC “clássico” com captura de CO<sub>2</sub>, segundo Kanniche e Bouallou (2007)

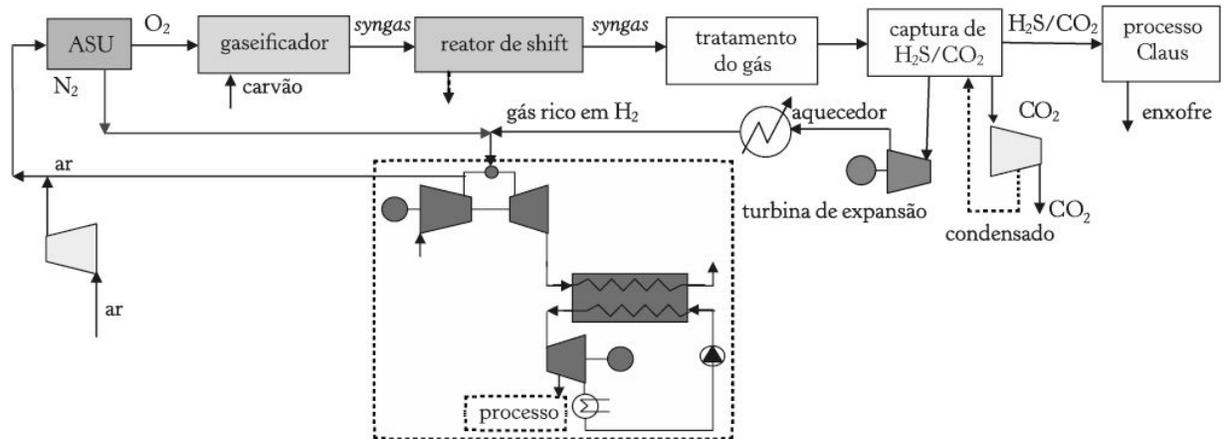


Figura 6.19 – IGCC “avançado” com captura de CO<sub>2</sub>, segundo Kanniche e Bouallou (2007) [55](#)

A configuração proposta por Smith e Klosek (2001) utiliza um reator baseado na síntese de Fischer-Tropsch (Figura 6.20); o gaseificador recebe oxigênio oriundo do ASU e CO<sub>2</sub> obtido do processo de recuperação térmica e limpeza do gás de síntese; nitrogênio obtido do ASU e gás natural são direcionados à câmara de combustão do conjunto a gás, assim como produtos do processamento da limpeza do gás de síntese e gases residuais do processo Fischer-Tropsch [56](#) e hidrotreatamento. [57](#)

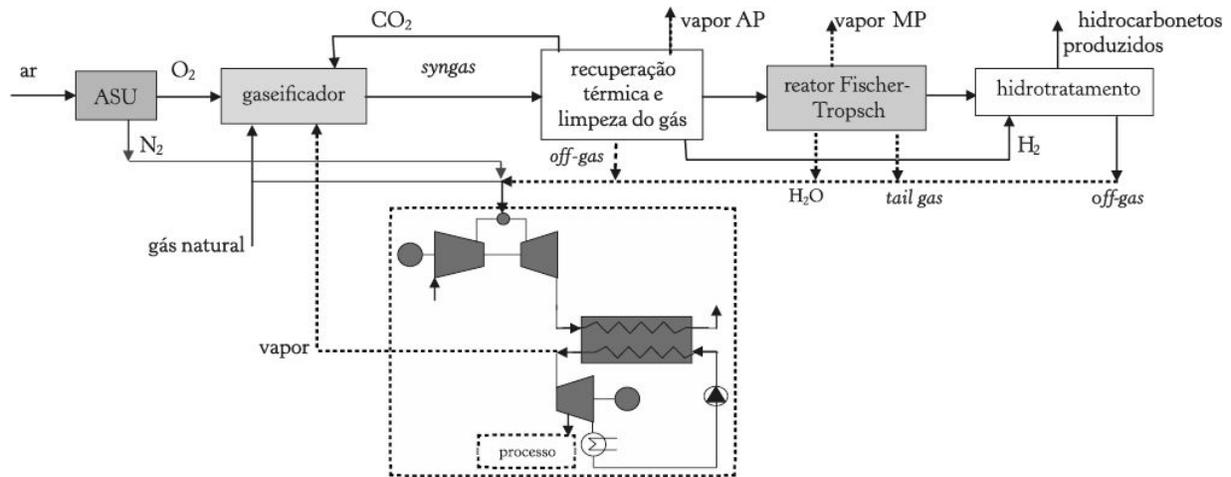


Figura 6.20 – IGCC com processo Fischer-Tropsch, segundo Smith e Klosek (2001)

Notas: AP – alta pressão; MP – média pressão

A propósito do emprego de nitrogênio em câmaras de combustão de conjuntos a gás, Wimer et al. (2006) analisaram a integração de turbinas a gás adaptadas à combustão de gás de síntese com unidades ASU criogênicas e por membrana em configurações que empregavam apenas nitrogênio, numa situação, e ar atmosférico associado ao nitrogênio, em outra.

No caso da injeção exclusiva do nitrogênio obtido no ASU, reportaram como benefícios obtidos o aumento da vida útil dos componentes do conjunto a gás e a redução na formação de  $\text{NO}_x$  térmico pela eliminação de pontos quentes na câmara de combustão. Comentam ainda que a diluição com nitrogênio [58](#) pode ser benéfica para o conjunto a gás em condições de alta temperatura ambiente, situação em que a máquina térmica iria operar em condição não ótima; com a diluição do nitrogênio, a temperatura ótima de queima no conjunto a gás poderia ser mantida e mais gás de síntese poderia ser queimado de modo a aumentar a potência gerada. Se por um lado a mistura de ar e nitrogênio representa uma operação mais complexa do IGCC, traz vantagens em termos de eficiência e custo.

A Figura 6.21 ilustra a proposta “tradicional” do IGCC, de acordo com Amelio et al. (2007); de acordo com tais autores, a configuração apresenta ASU para a desnitração do ar de entrada; uma pasta de carvão e água (*slurry*) é injetada no gaseificador, juntamente com o oxigênio obtido no ASU. O gás que sai do gaseificador entra em um reator de *shift*, produzindo um gás de síntese rico em hidrogênio e dióxido de carbono. Uma vez limpo de gases ácidos e resfriado, o gás é enviado a um processo de absorção de  $\text{CO}_2$ , de onde é comprimido, liquefeito e armazenado, ou enviado a alguma utilização em processo. O gás de síntese, agora rico em  $\text{H}_2$ , é enviado ao ciclo térmico de geração de energias térmica e elétrica.

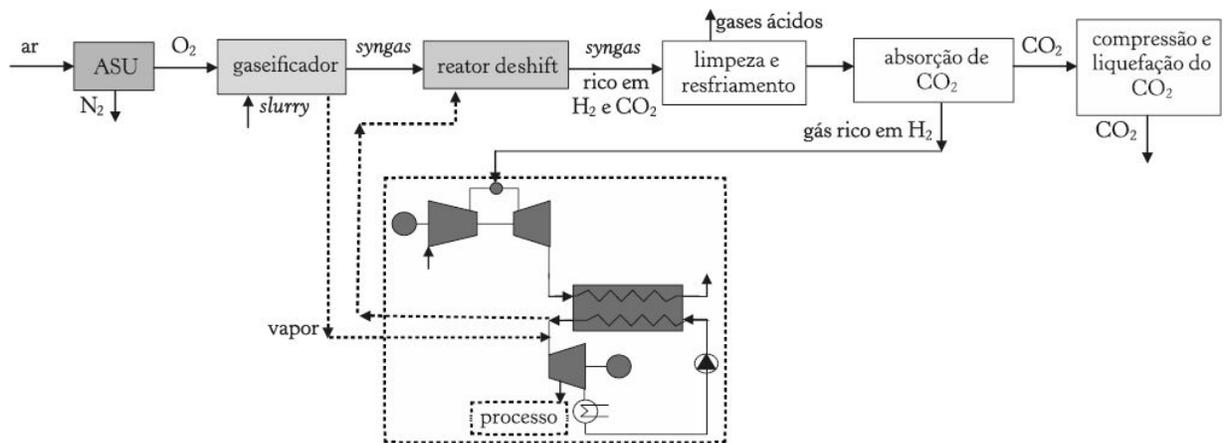


Figura 6.21 – IGCC com reator de *shift* (IGCC\*), segundo Amelio et al. (2007)

De acordo com Amelio et al. (2007), a configuração pode ser modificada pela substituição do reator de *shift* por reator de membrana [59](#) (Figura 6.22). Segundo as análises realizadas pelos autores, do ponto de vista energético o IGCC com reator de *shift* e sistema de absorção de CO<sub>2</sub> (denominado IGCC\*) apresenta desempenho ligeiramente melhor que o IGCC com reator de membrana (denominado IGCC<sup>M</sup>); verificou-se penalidade na eficiência e na potência líquida de 3,46% e 3,48%, respectivamente, devido ao aumento no consumo de potência elétrica para compressão do CO<sub>2</sub> e consumo de vapor para o reator de membrana. Do ponto de vista econômico, o IGCC<sup>M</sup> é mais competitivo que o IGCC\* por não contar com sistema de absorção de CO<sub>2</sub> e menor custo do reator de membrana. A Tabela 6.5 ilustra valores comparativos entre o IGCC tradicional, IGCC\* e o IGCC<sup>M</sup>.

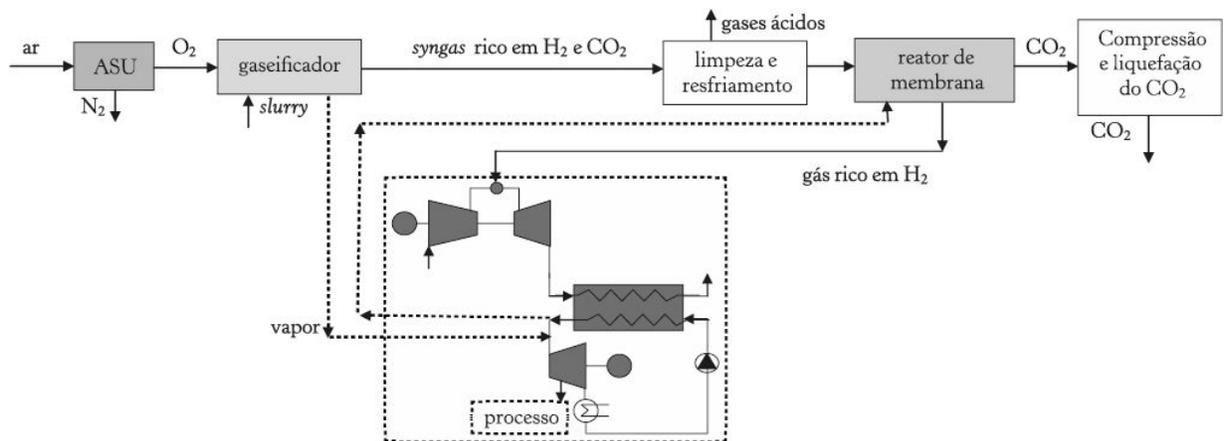


Figura 6.22 – IGCC com reator de membrana (IGCC<sup>M</sup>), segundo Amelio et al. (2007)

As propostas de Chiesa e Lozza (1999a/b) apresentam configurações de IGCC com combustão mediante fornecimento de oxigênio (Figura 6.23) e com absorção física (Figura 6.24), diferindo do até então exposto por eliminarem o reator de *shift* e incluírem um compressor de ar antes da entrada no ASU; além disso, na segunda situação há o emprego de um saturador do gás de síntese antes de sua entrada no ciclo de geração de energia térmica e elétrica.

Tabela 6.5 – Custos de investimento de sistemas IGCC, segundo Amelio et al. (2007)

Componentes	IGCC	IGCC*	IGCCM
Conjunto a gás (10 <sup>6</sup> US\$)	53,30	53,30	59,10
Ciclo a vapor (10 <sup>6</sup> US\$)	75,10	72,90	63,90
Equipamentos elétricos e potência (10 <sup>6</sup> US\$)	44,80	43,90	43,80
Unidade de separação de ar (10 <sup>6</sup> US\$)	39,60	41,20	41,20
Tratamento de carvão (10 <sup>6</sup> US\$)	19,30	20,10	20,10
Gaseificação e resfriamento do <i>syngas</i> (10 <sup>6</sup> US\$)	162,70	169,00	169,00
Unidade de limpeza do <i>syngas</i> (10 <sup>6</sup> US\$)	17,60	18,30	18,30
Reator de <i>shift</i> e trocadores de calor (10 <sup>6</sup> US\$)	–	19,10	–
Unidade de remoção do CO <sub>2</sub> (Selexol) (10 <sup>6</sup> US\$)	–	19,80	–
Reator de membrana (10 <sup>6</sup> US\$)	–	–	1,56
Compressão de CO <sub>2</sub> (10 <sup>6</sup> US\$)	–	8,50	15,62
Total dos componentes da unidade (10 <sup>6</sup> US\$)	412,50	466,00	432,60
Componentes auxiliares (10 <sup>6</sup> US\$)	12% dos custos dos componentes da unidade		
Custo de engenharia (10 <sup>6</sup> US\$)	18% dos custos dos componentes da unidade		
Eventualidades (10 <sup>6</sup> US\$)	20% dos custos dos componentes da unidade		
Custos totais de investimento (10 <sup>6</sup> US\$)	618,70	699,00	648,90
Custo específico de investimento (US\$/kW)	1531,00	1910,00	1836,86

Nota: IGCC – configuração tradicional sem unidade de remoção de CO<sub>2</sub>; IGCC\* – IGCC tradicional com reator de *shift* e unidade de remoção de CO<sub>2</sub>; IGCC<sup>M</sup> – IGCC com reator de membrana; para o IGCC<sup>M</sup> apresentaram-se apenas os maiores valores, correspondentes a reator de membrana com espessura de membrana de 50 μm.

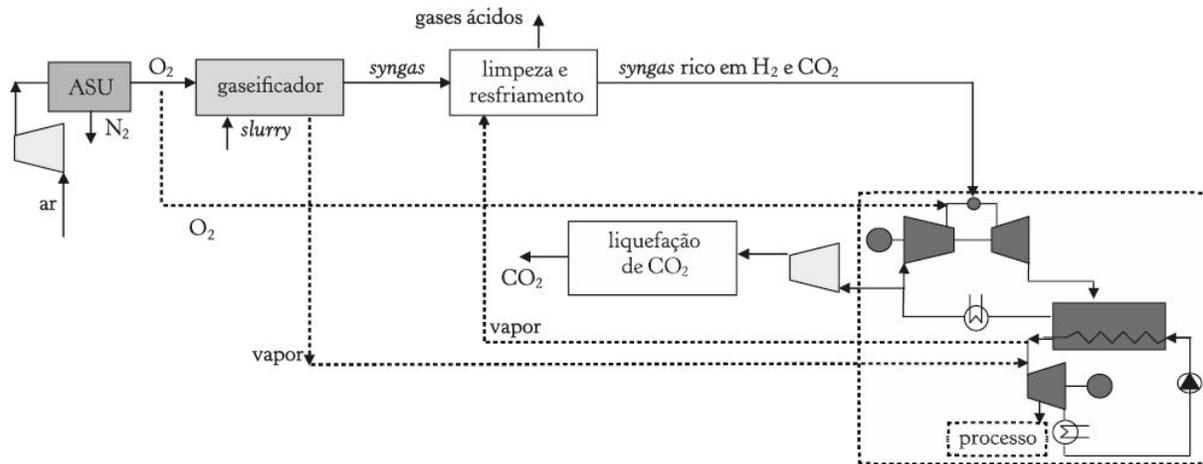


Figura 6.23 – IGCC com combustão alimentada por  $O_2$ , segundo Chiesa e Lozza (1999a)

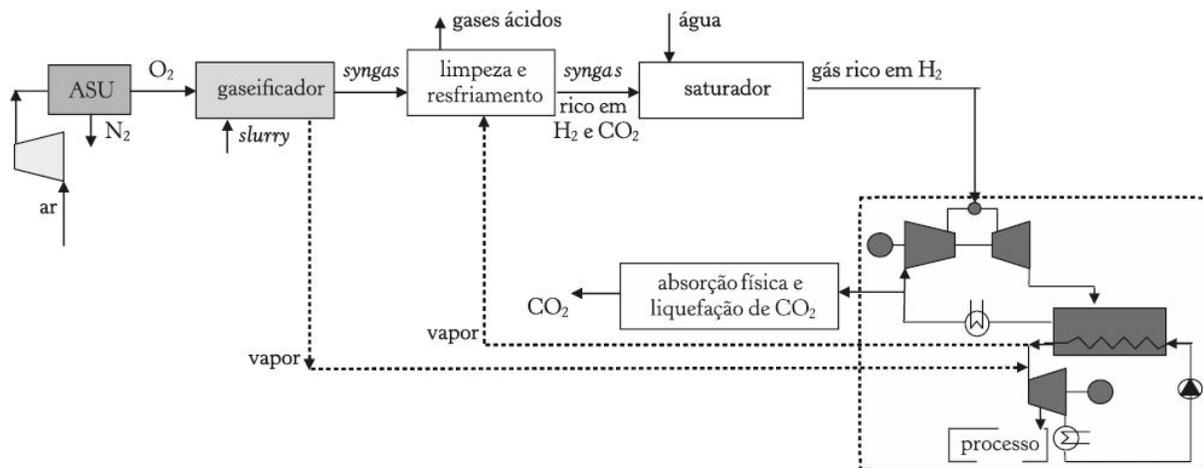


Figura 6.24 – IGCC com absorção física, segundo Chiesa e Lozza (1999b)

Nas configurações das Figuras 6.25 e 6.26, a caldeira de recuperação é apresentada de forma simplificada em termos do fluxo de vapor e tem sua chaminé substituída por uma derivação direcionada aos processos de absorção e liquefação do  $CO_2$ , em oposição ao que foi apresentado nas configurações anteriores. Tais propostas, devidas a Duan et al. (2004), contam com ciclo térmico de geração operando com  $CO_2$  (a partir da combustão das frações do gás de síntese ricas em carbono) e ciclos duais  $H_2/O_2$  (a partir das frações do gás de síntese ricas em hidrogênio). A distinção ocorre pelo emprego de compressores para pressurização do ar na entrada do ASU, sendo cerca de 90% do  $CO_2$  removido e o restante recirculado.

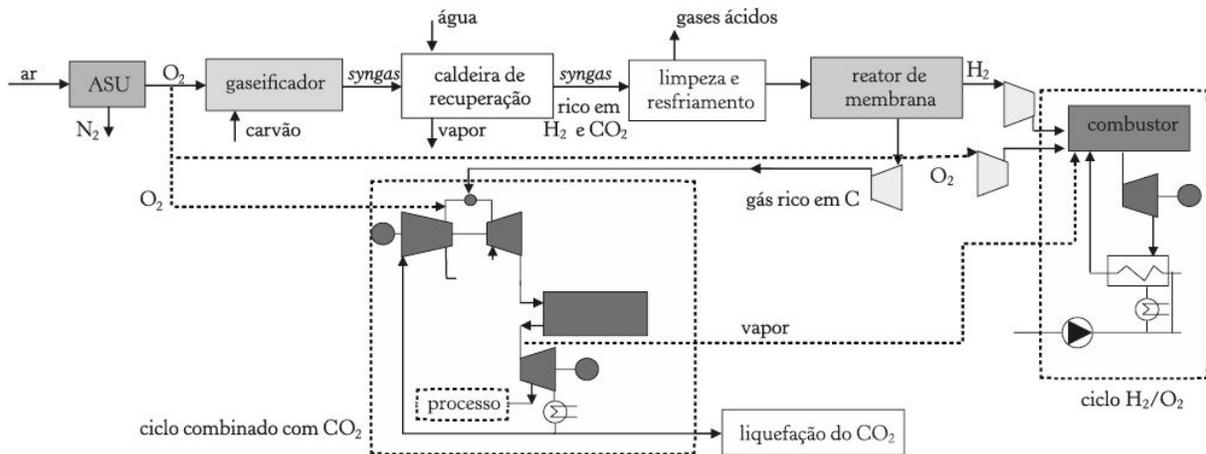


Figura 6.25 – IGCC ciclo dual (combinado e  $H_2 / O_2$ ) e recuperação de  $CO_2$  (Duan et al. (2004))

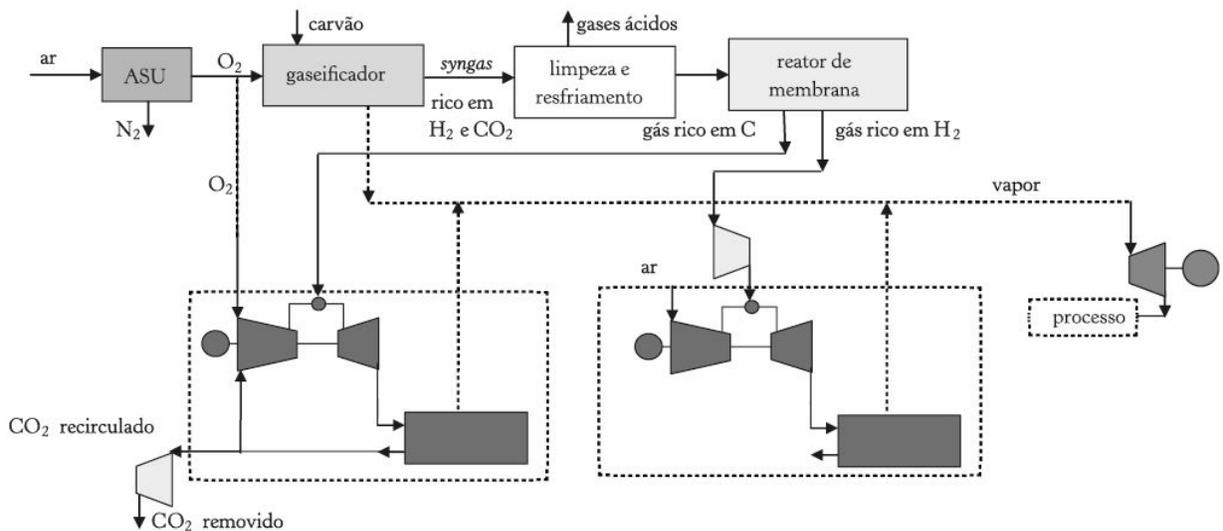


Figura 6.26 – IGCC ciclo dual com conjuntos a gás e recuperação de  $CO_2$  (Duan et al., 2004)

De acordo com Gadde et al. (2007), os ciclos térmicos IGCC a carvão apresentam aumento no custo de investimento de acordo como o aumento da porcentagem do  $CO_2$  capturado; do ponto de vista técnico, a potência líquida do ciclo IGCC cai e o *heat rate* (isto é, o inverso da eficiência térmica) aumenta com o aumento da porcentagem do  $CO_2$  capturado.

Curvas de tendência referentes a tais comportamentos são apresentadas nas Figuras 6.27 a 6.29; pelos resultados apresentados, foram traçadas curvas de regressão e correspondentes coeficientes de correlação, os quais

apresentaram significativa aderência aos pontos disponibilizados. Uma vez que é recorrente o valor percentual de captura de CO<sub>2</sub> ser associado a 90%, é interessante observarem-se, para tal condição, os comportamentos das três variáveis consideradas: o custo específico de investimento é quase 30% superior ao da condição sem captura de CO<sub>2</sub>, com perda de 6% da potência líquida e aumento de 20% no *heat rate* líquido.

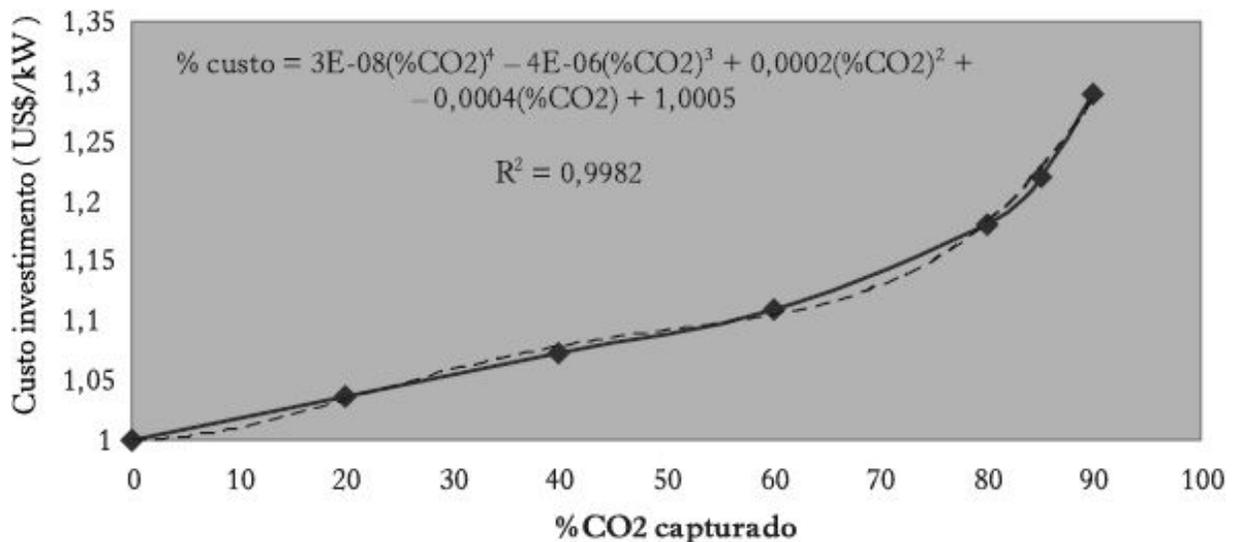


Figura 6.27 – Custo de investimento de ciclo IGCC pela porcentagem do CO<sub>2</sub> capturado

Fonte: Elaborado pelo autor a partir de Gadde et al. (2007).

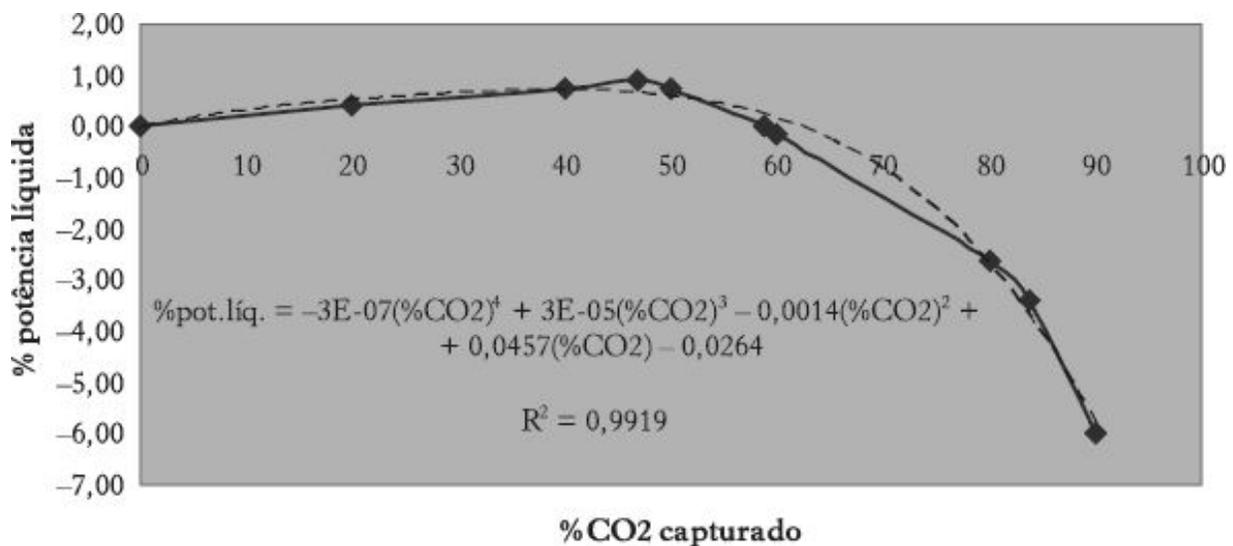


Figura 6.28 – Potência líquida em ciclo IGCC pela porcentagem do CO<sub>2</sub> capturado

Fonte: Elaborado pelo autor a partir de Gadde et al. (2007).

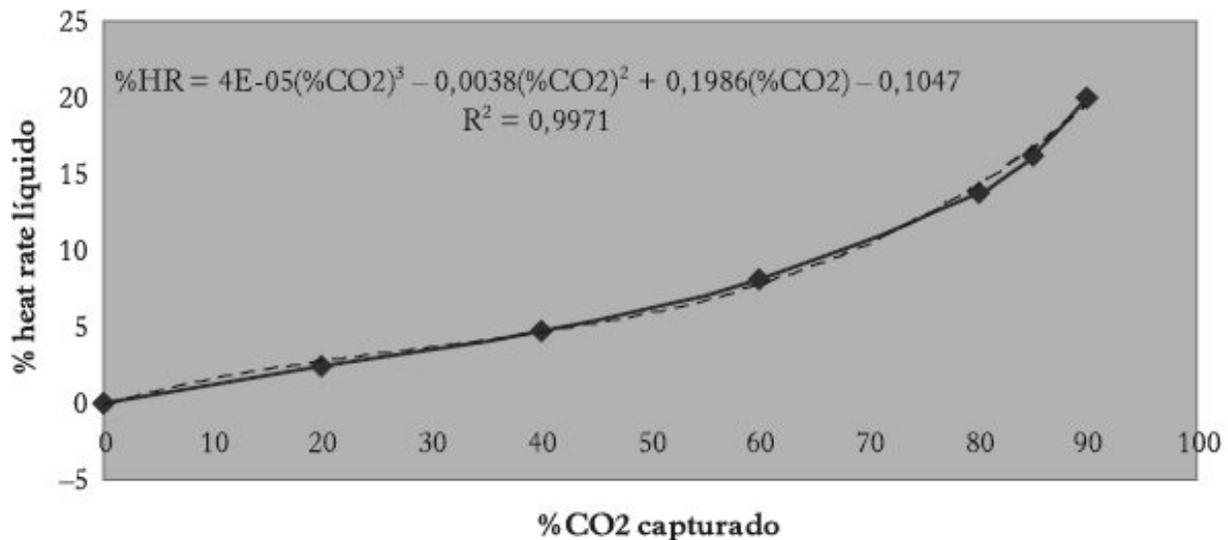


Figura 6.29 – Heat rate em ciclo IGCC pela porcentagem do CO<sub>2</sub> capturado

Fonte: Elaborado pelo autor a partir de Gadde et al. (2007).

A partir de tais valores, torna-se razoável concordar com Jaeger (2007c) quando afirma ser não apenas comercialmente impraticável o conceito de emissão “próxima de zero”, mas desnecessário se o objetivo é alcançar o que é considerado um nível de emissão de CO<sub>2</sub> aceitável. As emissões de CO<sub>2</sub> por IGCC baseadas em carvão correspondem a 1.800 lb/MWh (816 kg/MWh); se alcançassem o valor de 1.100 lb/MWh (499 kg/MWh), relativo a centrais geradoras de potência a gás queimando gás natural, equivaleriam a uma taxa de captura de CO<sub>2</sub> de 40%, assim como o valor de 750 lb/MWh (340 kg/MWh), correspondente a um ciclo combinado queimando gás natural, equivaleria a 60% de captura de CO<sub>2</sub>.

Fixar entre 40% e 60% a meta de captura de CO<sub>2</sub> para os ciclos térmicos IGCC seria, pois, compatível com a tecnologia comercialmente disponível e que poderia ser alcançado a uma fração do custo e da perda de potência associada ao nível de 90% de captura, valor que é almejado. A Tabela 6.6 apresenta valores referentes a diversas tecnologias, de forma comparativa ao ciclo térmico IGCC, com e sem captura de CO<sub>2</sub>, ilustrando os impactos sobre custo de investimento, eficiência térmica da instalação, custo da eletricidade produzida e consumo total de água. Deve-se observar que os valores de custo de investimento com captura de CO<sub>2</sub> incluem o custo de

compressor extra de CO<sub>2</sub> para elevar a pressão até 15 MPa, custos estimados para transporte do CO<sub>2</sub> em tubulação por 80 km, injeção do CO<sub>2</sub> a mais de 1.200 m de profundidade para seu sequestro e monitoramento de longo prazo (oitenta anos) acerca da integridade do armazenamento.

Tabela 6.6 – Valores comparativos entre tecnologias com e sem captura de CO<sub>2</sub>

	IGCC		PCPP subcrítica		PCPP supercrítica		NGCC	
	sem captura	com captura	sem captura	com captura	sem captura	com captura	sem captura	com captura
Custo de investimento (US\$/kW 2007)	1.841	2.496	1.549	2.895	1.575	2.870	554	1.172
Eficiência (% baseadas no PCS)	39,5	32,1	36,8	24,9	39,1	27,2	50,9	43,7
Custo da eletricidade (US\$/MWh 2007)	77,9	106,3	64,0	118,8	63,3	114,8	65,4	97,4
Consumo total de água (m <sup>3</sup> /s)	0,2429	0,2792	0,3919	0,8894	0,3433	0,7671	0,1584	0,2953

Notas: PCPP – Pulverized Coal Power Plant; NGCC – Natural Gas Combined Cycle. Fonte: Modificado de Jaeger (2007b).

De acordo com Jaeger (2007a), algumas opções que aumentam o custo inicial da instalação, mas que poderiam reduzir o custo final e o impacto de se necessitar realizar um posterior *retrofit* na instalação para captura de CO<sub>2</sub>, seriam:

- superdimensionar o ASU e o gaseificador para assegurar produção de hidrogênio em quantidade suficiente para manter os conjuntos a gás em plena carga;
- maiores níveis de pressão no gaseificador reduzem as necessidades de energia para compressão do CO<sub>2</sub> e ao mesmo tempo aumentam a disponibilidade de gases de síntese com o mesmo equipamento;
- utilizar um trocador de calor gás/água para melhor adequar a química requerida no reator de *shift* e evitar o custo de trocador de calor convectivos ou radiantes, que podem ser eliminados após um *retrofit* ;

- provisão de um queimador suplementar para a caldeira de recuperação para aumentar a produção de vapor, de modo a evitar perda de potência na turbina a vapor do ciclo combinado.

#### **Família 4 (processo Hydrocarb)**

A Família 4 é reservada a um processo específico desenvolvido pelo Brookhaven National Laboratory, no qual o carbono é separado do combustível antes da combustão e que se baseia em três reações – a hidrogaseificação do carvão, a decomposição do metano e a síntese do metanol.

De acordo com Lane e Spath (2001), o processo Hydrocarb foi concebido para produzir carbono (*carbon black*) a partir de matérias-primas carbonáceas. Esse processo, realizado em dois passos, consiste na hidropirólise da matéria-prima carbonácea com excesso de hidrogênio, que produz um gás de síntese rico em metano, o qual é então decomposto por meio térmico em um reator, produzindo hidrogênio e carbono. Na decomposição por reação termocatalítica, a cinética é favorecida pelas pressões mais elevadas, mas o equilíbrio é favorecido pelas mais baixas pressões.

Steinberg (1997) descreve o processo Hydrocarb em suas três etapas de reações químicas integradas, que são a seguir enumeradas:

- 1) *hidrogaseificação do carvão* : a reação exotérmica do carvão ( $\text{CH}_{0,8}\text{O}_{0,1-0,2}$ ) e dada pela expressão  $a \text{CH}_{0,8}\text{O}_{0,1-0,2} + b \text{H}_2 \rightarrow c \text{CH}_4 + d \text{CO} + e \text{H}_2\text{O}$  ocorre de modo eficiente com temperaturas entre 800 °C e 900 °C e pressões entre 3 MPa e 5 MPa. Um reator de leito fluidizado é indicado para a hidrogaseificação de material sólido de origem carbônica, incluindo carvão e biomassa. Calcário pode ser adicionado para remover enxofre.
- 2) *decomposição do metano* : a reação  $\text{CH}_4 \rightarrow \text{C} + 2 \text{H}_2$  é endotérmica e ocorre de modo eficiente abaixo de 800 °C, sendo favorecido por

menores pressões. O metano utilizado nessa etapa é que é produzido na etapa de hidrogaseificação e metano adicionado de outras fontes. Essa reação produz o hidrogênio necessário à síntese de metanol da etapa posterior, e seu excesso é reciclado para o reator de hidrogaseificação da etapa inicial.

3) *síntese de metanol* : a síntese de metanol ( $\text{CH}_3 \text{OH}$ ) a partir de  $\text{CO}$  e  $\text{H}_2$  é um processo catalítico bem estabelecido e que é geralmente praticado industrialmente a  $260^\circ\text{C}$  e  $5 \text{ MPa}$ , de acordo com a reação  $\text{CO} + 2 \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3 \text{OH}$ . O  $\text{CO}$  é produzido na etapa de hidrogaseificação do oxigênio presente no carvão. A quantidade formada de  $\text{CO}$  depende do conteúdo de água do carvão, de acordo com a reação de gaseificação  $\text{C} + \text{H}_2 \text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$ .

O processo Hydrocarb também opera adequadamente tendo biomassa como matéria-prima coparticipante do processo devido ao seu elevado conteúdo de oxigênio. A operação geral de reação é dada por  $\text{CH}_{1,4} \text{O}_{0,7} + 0,34 \text{CH}_4 \rightarrow 0,66 \text{C} + \text{CH}_3 \text{OH}$ .

Embora de concepção interessante para os fins a que se destina – em especial por sua característica ambiental intrínseca – o processo Hydrocarb aparentemente não se revelou viável, tornando-se difícil a aquisição de informações atualizadas sobre seu desenvolvimento. [60](#) Em um artigo mais recente de Steinberg et al. (2003), cita-se o emprego do processo Hydrocarb em associação com células combustíveis de carbonato fundido, integrados a ciclo térmico a vapor, conforme a Figura 6.30.

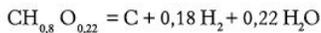
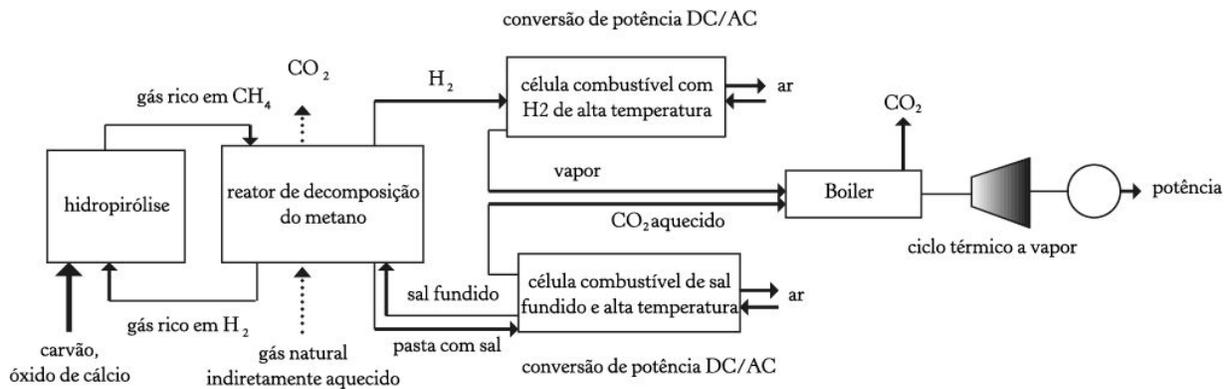


Figura 6.30 – Processo Hydrocarb integrado a célula combustível e ciclo a vapor

Fonte: Steinberg et al. (2003).

## Família 5 (células combustíveis e *loop* químico)

A Família 5 apresenta processos de separação de  $\text{CO}_2$  com células combustíveis e tecnologia de *loop* químico (*chemical looping*). As células combustíveis constituem atualmente um interessante nicho de desenvolvimento tecnológico por suas características de eficiência e emissões altamente favoráveis, ao passo que os processos de *loop* químico encontram sua melhor expressão no contexto da geração de energia a partir de processos de transformação industrial (em especial, nas indústrias química e petroquímica).

### Células combustíveis

De acordo com Sjunnesson (1998), a tecnologia que envolve as células combustíveis remonta ao ano 1839, quando William Grove demonstrou seu princípio de funcionamento, que é em si bastante simples: a combinação de hidrogênio e oxigênio para se obter energia dessa reação, tendo água como produto.

Como tecnologia, as células combustíveis devem ser entendidas como componentes de um sistema, unidades que operam por si próprias; a

tecnologia de *células combustíveis baseada em ácido fosfórico* (PAFC, Phosphoric Acid Fuel Cell) é aquela que se encontra mais próxima da condição de comercialização, devendo competir com outras tecnologias de geração. De acordo com Lunghi et al. (2001), as células combustíveis baseadas em eletrólitos poliméricos (PEM, Polymer Electrolyte), em *óxido sólido* (SOFC, Solid Oxide Fuel Cells) e em carbonato fundido (ou em sal fundido, MCFC, Molten Carbonate Fuel Cells) estão sendo testadas em escala comercial em unidades pilotos na Europa e Estados Unidos.

A proposta apresentada em Lunghi et al. (2001), de uma unidade em ciclo combinado MCFC-GT, no qual a célula combustível é tomada por unidade superior e o conjunto a gás como unidade inferior, é apresentada na Figura 6.31. O gás natural não pode ser consumido diretamente pela célula combustível, uma vez que apenas hidrogênio é capaz de reagir com o íon  $\text{CO}_3^-$ ; o metano que entra no anodo é internamente reformado com vapor, produzindo hidrogênio e monóxido de carbono pela reação  $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ .

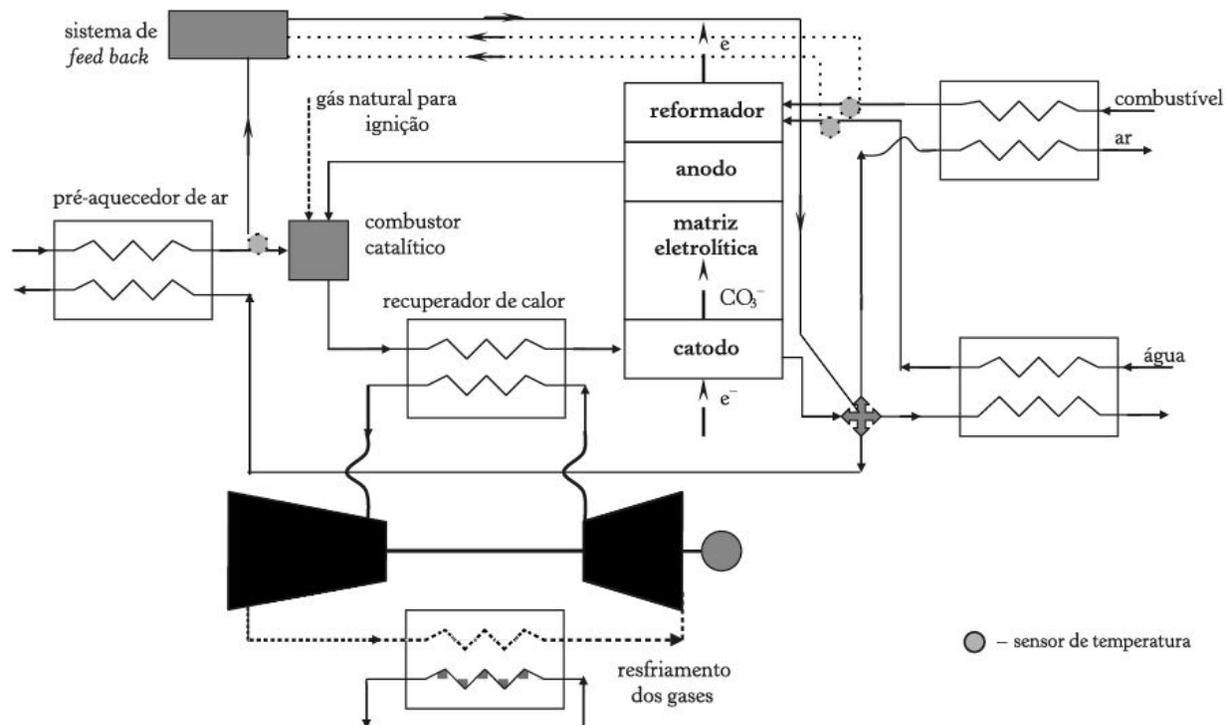


Figura 6.31 – Ciclo combinado MCFC-GT com célula combustível como unidade superior  
Fonte: Lunghi et al. (2001).

A oxidação endotérmica oxidativa produz calor na temperatura necessária para a reforma do combustível, enquanto um catalisador provê atividade suficiente para sustentar a reação de reforma do vapor a 923 K, com vapor e metano entrando na célula a 673 K. A reação eletroquímica que ocorre no catodo seria  $\frac{1}{2} \text{O}_2 + \text{CO}_2 + 2 \text{e}^- \rightarrow \text{CO}_3^-$ , ao passo que os íons de carbonato que migram através da matriz eletrolítica reagem no anodo através da reação expressa por  $\text{H}_2 + \text{CO}_3^- \rightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 + 2 \text{e}^-$ . O monóxido de carbono contido no gás reformado produz hidrogênio adicional através da reação  $\text{H}_2\text{O} + \text{CO} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$  e é parcialmente oxidado pela reação  $\text{CO} + \text{CO}_3^- \rightarrow 2 \text{CO}_2 + 2 \text{e}^-$ .

A reforma do combustível pode ser externa ou interna; na primeira, o calor necessário para o processo de reforma é suprido pela queima de parte do combustível e transferência do calor sensível liberado para o catalisador por um trocador de calor de alta temperatura. Esse tipo de trocador de calor consome aproximadamente 25% do combustível primário, limitando a utilização do combustível do MCFC a 75%. Com o reformador interno, o calor de reação necessário para o processo da reforma é suprido por reação eletroquímica (Jansen; Mazaffarian, 1997).

Uma observação importante nessa proposta diz respeito ao sistema de retroalimentação (*feedback*); qualquer mudança na temperatura dos fluxos de entrada da MCFC deve ser evitada para que se mantenham as condições necessárias ao processo, e isso é conseguido por esse sistema. Reduções de temperatura na saída do combustor podem resultar em tais mudanças, causando uma redução na temperatura máxima do conjunto a gás e um decréscimo na eficiência do sistema, pelo que gás natural pode ser utilizado em queima suplementar. Por fim, Jansen e Mazaffarian (1997) analisaram a viabilidade do emprego de ar, argônio ou dióxido de carbono como fluido de trabalho, concluindo que os dois primeiros trabalham ligeiramente melhor que o último, que por sua vez apresenta menor vazão volumétrica e, em consequência, demanda equipamentos menores. Ressaltam, por fim, o fato de o ar ser um bem disponível e os possíveis impactos adversos do emprego dos demais gases em equipamentos adaptados para seu emprego.

Tanaka et al. (2000) relatam sua proposta de ciclo combinado entre conjunto a gás e células combustíveis de óxido sólido (SOFC); segundo os autores, a escolha da SOFC se deve à sua maior eficiência na geração elétrica, ainda que hoje limitada entre 40% e 50% e, portanto, demandando maiores pesquisas e desenvolvimentos visando seu aumento. O sistema GT-SOFC (no texto referido como FCCC, Fuel Cell Combined Cycle) conta com uma célula combustível SOFC atuando como unidade superior do ciclo combinado, enquanto um conjunto a gás atua como unidade inferior do ciclo (Figura 6.32).

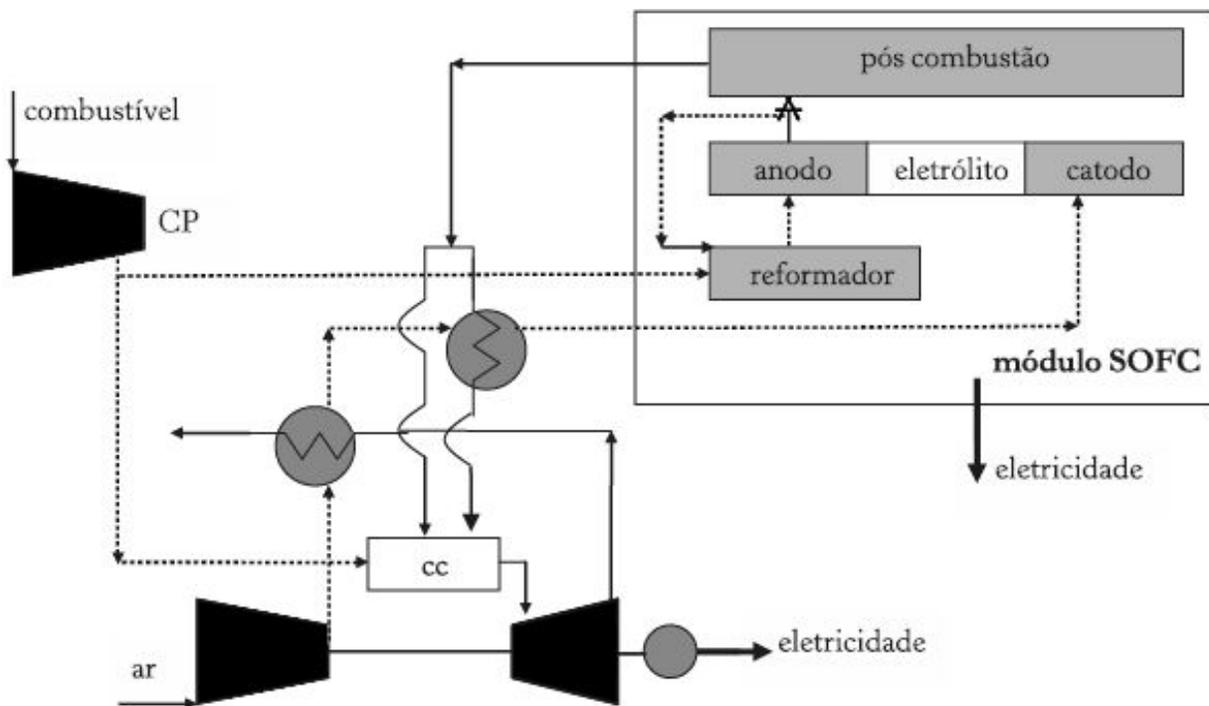


Figura 6.32 – Ciclo GT-SOFC

Fonte: Tanaka et al. (2000).

Uma importante relação a ser considerada nas células combustíveis é a razão vapor/carbono – teoricamente, menores valores dessa razão correspondem a maiores eficiências, porém uma taxa de no mínimo 3:1 tem sido sugerida como necessária para evitar a deposição do carbono na superfície do anodo.

O emprego de MCFC associado à gaseificação (IG-MCFC) de biomassa e carvão é tema dos artigos de Lobachyov e Richter (1998) e Jansen e Mozaffarian (1997), respectivamente, com a ressalva de que os primeiros avaliam sistema de grande porte (ordem de 170 MW de geração elétrica) e os segundos avaliam sistema aplicado ao setor terciário (ordem de 500 kW). Apesar das necessárias adequações ao porte e ao combustível empregado, as configurações são bastante próximas em termos de arranjo dos equipamentos; dessa forma, apresenta-se na Figura 6.33 exemplo de uma das configurações apresentadas por Jansen e Mozaffarian (1997), [61](#) relativa a um ciclo IG-MCFC associado a sistema de limpeza de gases em alta temperatura. Aravind e Jong (2012) apresentam um interessante e atualizado levantamento de opções para limpeza de gases de alta temperatura para os produtos da gaseificação de biomassa empregada em células combustíveis.

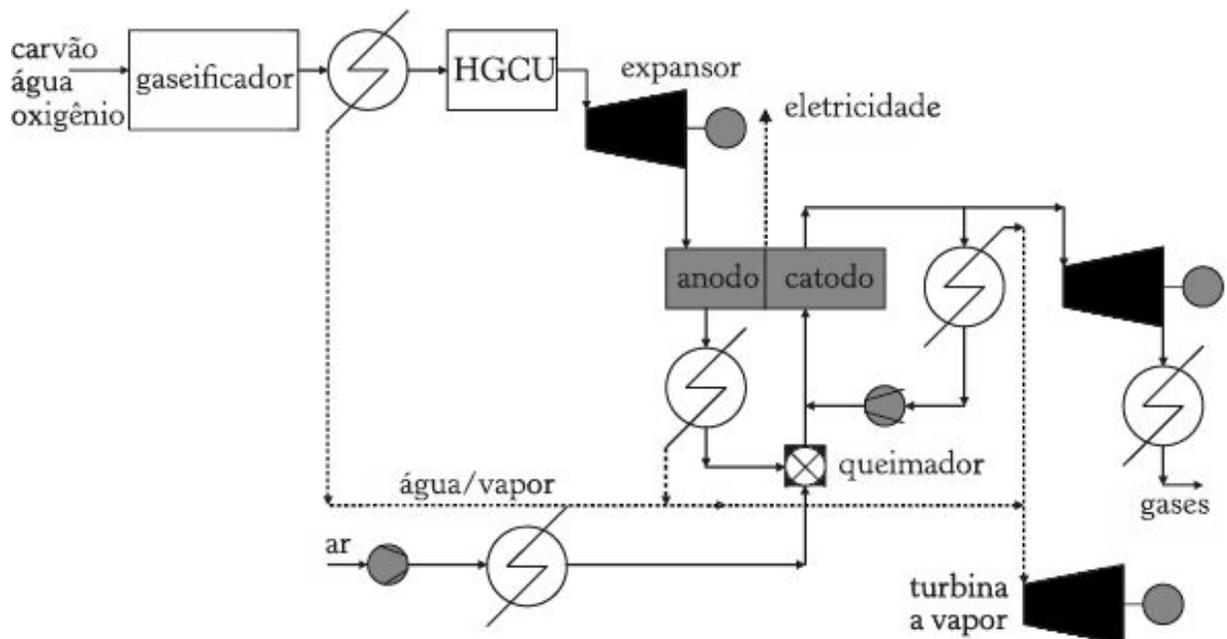


Figura 6.33 – Ciclo IG-MCFC com sistema de limpeza de gases de alta temperatura  
 Fonte: Jansen e Mozaffarian (1997)

## **Loop químico**

Damen et al. (2006) classificam os ciclos de *loop* químico na rota tecnológica referente à Família 2, isto é, de “desnitrogenação”, ao invés de classificá-los, conforme Göttlicher e Pruschek (1997), como pertencentes a uma categoria à parte (Família 5). Certos processos inerentes ao refino de petróleo, que na atualidade se encontram operando isoladamente, tais como o craqueamento catalítico e as unidades de destilação, poderiam alcançar benefícios energéticos se integrados a sistemas de recuperação térmica e geração de energia.

A tecnologia de *loop* químico (CLC, Chemical Looping Combustion) é baseada na queima de um combustível por meio de dois reatores separados, nos quais o nitrogênio é separado dos produtos de combustão; no reator de redução o combustível é oxidado por um portador de oxigênio, em geral um óxido metálico como o óxido de zinco. O óxido metálico reduzido é retornado para o reator de oxidação (na forma de particulado, por meio de leito fluidizado), onde reage com oxigênio para fechar o ciclo. A oxidação do metal é altamente exotérmica e provê ar de elevada temperatura na exaustão, que pode ser empregado em ciclos de geração de energia (Damen et al., 2006).

O emprego de combustão em *loop* químico com queima de hidrogênio integrado à unidade de FCC é apresentado por Jin e Ishida (2000). A combustão em *loop* químico com queima de hidrogênio consiste de duas reações sucessivas: redução do hidrogênio com óxido metálico e oxidação do metal resultante com ar. No exemplo apresentado (Figura 6.34), partículas de NiO são utilizadas como metal sólido na combustão em *loop* químico. O hidrogênio é primeiramente posto a reagir com o metal sólido NiO no reator de redução, produzindo Ni sólido e vapor. No reator contíguo, onde ocorre processo de oxidação, o ar saturado em elevada pressão é reagido com o Ni sólido produzido no primeiro reator, produzindo NiO e gases de exaustão de alta temperatura, uma vez que a oxidação que ali ocorre é fortemente exotérmica. As partículas sólidas são ciclicamente utilizadas entre os dois reatores e os gases que deixam ambos os reatores são empregados como fluido de trabalho para geração de energia.

A integração de ciclos combinados gás/vapor com processos de craqueamento fluidizado catalítico (FCC) em refinarias de petróleo é proposta por Chodkiewicz et al. (2002) que demonstraram aumento da eficiência térmica, minimização das emissões de CO<sub>2</sub> e potencial de incremento na geração de energia elétrica (Figura 6.35). De acordo com Chen (2006), o emprego do terceiro estágio de ciclones se deve à necessidade de recolher partículas do catalisador de pequeno diâmetro (até 2 μm) por conta de regulamentações ambientais.

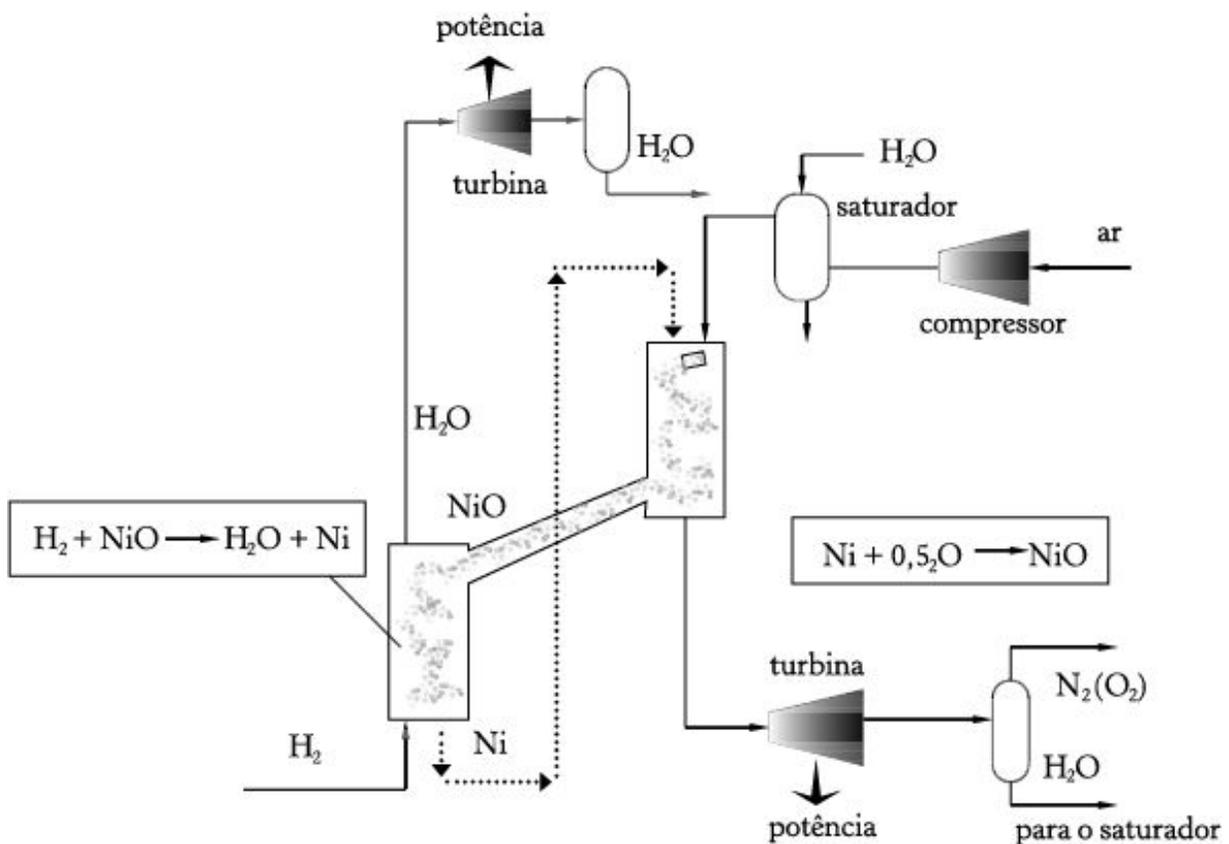


Figura 6.34 – Integração entre FCC e ciclo combinado gás/vapor segundo Jin e Ishida (2000)

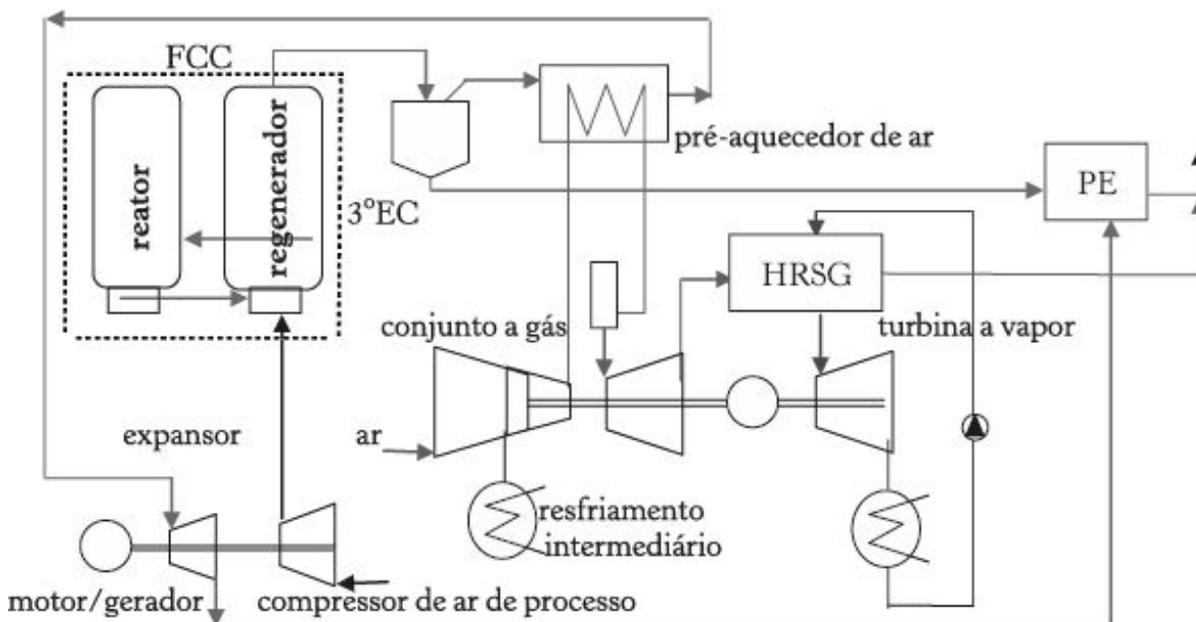


Figura 6.35 – integração entre FCC e ciclo combinado gás/vapor segundo Chodkiewicz et al. (2002)

Notas: PE – precipitador eletrostático; 3ºEC – terceiro estágio de clientaes

Um conceito de *loop* químico projetado para ser uma interface entre ciclos combinados acionados por gás natural é com mínimas modificações é apresentado por Yu et al. (2003), sendo conhecido como SETS (Sorbent Energy Transfer System), apresentado na Figura 6.36. As reações que ocorrem são:

- no reator de redução:  $\text{CH}_{4(g)} + 4 \text{MeO}_{(s)} \rightarrow 4 \text{Me}_{(s)} + \text{CO}_{2(g)} + 2 \text{H}_2 \text{O}_{(g)}$
- ;
- no reator de oxidação:  $4 \text{Me}_{(s)} + 2 \text{O}_{2(g)} \rightarrow 4 \text{MeO}_{(s)}$  ;

O resultado líquido de ambas as reações na unidade SETS é dado por:  
 $\text{CH}_{4(g)} + 2 \text{O}_{2(g)} \rightarrow \text{CO}_{2(g)} + 2 \text{H}_2 \text{O}_{(g)}$  .

Os mesmos autores propõem o emprego de  $\text{Fe}_2 \text{O}_3$  e  $\text{CuO}$ , respectivamente, para as reações de redução e oxidação. Simulações empregando o software Aspen Plus<sup>®</sup>, comparando ciclo a gás, ciclo combinado simples e integrado à unidade SETS, todos queimando gás natural, revelaram significativa redução da emissão de  $\text{CO}_2$  com mínima penalidade energética para o ciclo combinado integrado à unidade SETS:

queda de 50% nas emissões de CO<sub>2</sub> com redução de 5% na eficiência térmica, comparativamente ao ciclo combinado simples.

Segundo Eide et al. (2005), os reatores podem ser projetados segundo diversas possibilidades, mas o emprego de dois leitos fluidizados interconectados se revela vantajoso sobre os demais, uma vez que as reações que ali se processam requerem bom contato entre sólido e gás, assim como significativo fluxo de material sólido entre os dois reatores. Um detalhe crítico dos sistemas de *loop* químico, segundo Damen et al. (2006), é a temperatura máxima do reator até a qual a estabilidade do óxido metálico não é prejudicada; esta temperatura irá definir a temperatura de entrada na turbina (TIT, Turbine Inlet Temperature), e por sua vez, a eficiência térmica do ciclo de geração de energia. Os mesmos autores citam valores de 900 °C e 1.200 °C na análise de diferentes autores; Consonni et al. (2006) relatam temperaturas de processo entre 850 °C e 1.050 °C para configurações sem queima suplementar, com eficiências entre 43% e 48%, e entre 850 °C e 1.200 °C em configurações com queima suplementar, com eficiência de 52%.

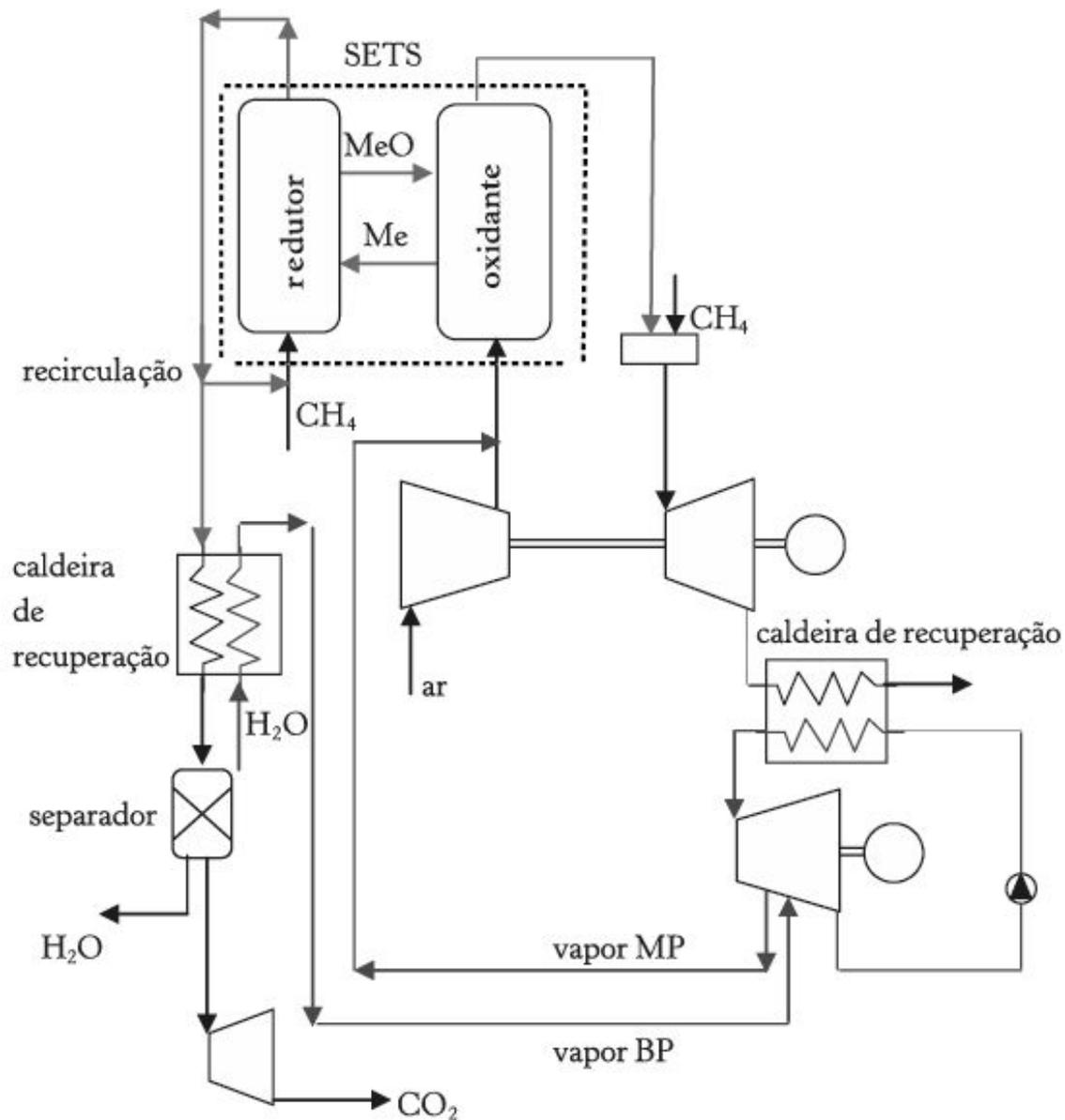


Figura 6.36 – Ciclo combinado com unidade SETS proposto em Yu et al. (2003)

Notas: MP = média pressão; BP = baixa pressão

### Aspectos técnicos, ambientais e econômicos

A título de consolidar informações relativas às características técnicas, econômicas e ambientais das diferentes tecnologias de geração de energia voltadas à captura de CO<sub>2</sub>, Damen et al. (2006) realizaram levantamento da

literatura e tabularam-nas; alguns dos valores são transcritos na Tabela 6.7, com as respectivas observações que se fizerem necessárias. [62](#)

Tabela 6.7 – Valores técnicos, econômicos e ambientais de tecnologias (Damen et al., 2006)

Tecnologia de geração de energia	Tecnologia de captura de CO <sub>2</sub>	Eficiência líquida (base elétrica) (%)	Penalidade na eficiência líquida (%)	Eficiência de captura de CO <sub>2</sub> (%)	Custo específico de investimento (US\$/kW) elétrico
NGCC – classe F	Absorção química	43-50	6-12	85-90	790-1.140
NGCC – classe G/H	Absorção química	48-53	5-11	85-90	880-2.000
Ciclo Graz	ASU	39-45	13-19	100	não disponível
Ciclo Matiant	ASU	44-48	11-13	90-100	1.200-1.410
Ciclo AZEP	Membrana de oxigênio	50-55	208	85-100	~790-1.015
CC + CLC+ turbina CO <sub>2</sub>	Óxido metálico	51-54	3-5	100	~1.015-1.470
IGCC	Absorção física	32-43	5-9	85-90	1.700-2.450
IG-MCFC-ST	Absorção química	36	não disponível	76	3.075
IG-SOFC-GT	Diversas estratégias	45-50	não disponível	90	1.890-1.990
MCFC-ST	Absorção química	55	não disponível	91	2.110
SOFC-GT	Pós-queima	59-67	não disponível	80-100	1.730-2.110

Notas: valores originais em €. Fator de conversão relativo a 2003: 1US\$=0,885 €. Turbinas a gás: E-class (de 120 a 170 MW); F-class (de 220 a 265 MW); G/H-class (> 300 MW) (Muller, Valk, Hosse, 2000); ASU – Air Separation Unit; AZEP – Advanced Zero Emission Power Plants; FC, Fuel Cell; CC – Combined Cycle; NGCC – Natural Gas Combined Cycle; CLC – Chemical Loop Combustion; IGCC (E-gas, Prenflo, Shell, Texaco).

## Epílogo do Capítulo 6

No presente capítulo foram inicialmente apresentados conceitos acerca de tecnologias avançadas de geração de energia, bem como formas de

classificação das mesmas encontradas na literatura. Com base nas propostas de classificação identificadas, evidenciou-se a existência de rotas tecnológicas diferenciadas na forma de “famílias” de tecnologias; foram então apresentadas diversas configurações de ciclos térmicos avançados disponíveis na literatura, buscando-se evidenciar seus aspectos técnicos e sua adequação às rotas tecnológicas previamente definidas. Sempre que disponível, foram estabelecidos os meios pelos quais se realiza, em cada tecnologia analisada, a captura do  $\text{CO}_2$ , assim como a correspondente eficiência de captura deles.

O envolvimento da fonte solar com centrais geradoras de potência é uma possibilidade atrativa do ponto de vista do uso racional da energia, uma vez que a inclusão dessa energia renovável e de custo operacional mínimo em ciclos térmicos de alta eficiência pode representar ganhos interessantes. Deste modo, no próximo capítulo são exploradas tecnologias avançadas de geração de energia com emprego da fonte solar.

[44](#) Segundo alguns autores, ZEPG (Zero Emission Power Generation), ou ainda ZEPP (Zero Emission Power Plants).

[45](#) De acordo com Luna e Schuchardt (2001), o termo zeólita, pela definição clássica, abrange apenas aluminossilicatos cristalinos hidratados de estrutura aberta, constituída por tetraedros de  $\text{SiO}_4$  e  $\text{AlO}_4$  ligados entre si por átomos de oxigênio; entretanto, ponderam ser razoável o uso desse termo para designar estruturas análogas contendo também tetraedros de outros elementos ( $\text{PO}_4$ ,  $\text{GaO}_4$  etc.). Zeólitas têm sido utilizadas como adsorventes para purificação de gases e como trocadores iônicos em detergentes, contando com uso como catalisadores no refino de petróleo, na petroquímica, e na síntese de produtos orgânicos cujas moléculas possuem diâmetro cinético inferior a 10 Å.

[46](#) Seletividade é a taxa de permeabilidade dos gases a serem separados (Smith; Klosek, 2001).

[47](#) Solvente físico a base de dimetil éter de polietileno glicol (Disponível em: <<http://www.uop.com/objects/97%20Selexol.pdf>>. Acesso em: 24 jan. 2008).

[48](#) Wimer et al. (2006) citam gases de síntese, gerados em gaseificador alimentados com oxigênio, com  $7,1 \text{ MJ/m}^3$  ( $8,2 \text{ MJ/kg}$ ) para  $27\% \text{H}_2$ ,  $35,6\% \text{CO}$ ,  $0,1\% \text{CH}_4$ ,  $12,6\% \text{CO}_2$ ,  $6,8\% \text{N}_2 + \text{Ar}$ ,  $18,7\% \text{H}_2 \text{O}$  (em volume); e  $7,8 \text{ MJ/m}^3$  ( $9,0 \text{ MJ/kg}$ ) para  $24,8\% \text{H}_2$ ,  $39,5\% \text{CO}$ ,  $1,5\% \text{CH}_4$ ,  $9,3\% \text{CO}_2$ ,  $2,3\% \text{N}_2 + \text{Ar}$ ,  $22,7\% \text{H}_2 \text{O}$  (em volume). O gás natural

é citado com  $35 \text{ MJ/m}^3$  ( $48 \text{ MJ/kg}$ ) para  $93,1\% \text{CH}_4$ ,  $1,0\% \text{CO}_2$ ,  $1,6\% \text{N}_2 + \text{Ar}$ ,  $4,3\%$  outros hidrocarbonetos (em volume).

- [49](#) De acordo com GTW (2007a), o ASU representa 15% do custo de investimento em IGCC, ao passo que o conjunto de geração de energia responde por 43%, o gaseificador, 25%, a preparação de carvão, 10%, e a remoção de gases ácidos, 7%.
- [50](#) Informações gerais sobre processos de conversão química podem ser obtidas no Apêndice 2.
- [51](#) O autor E. I. Yantovski ora também publicada como E. Iantovski (ver ambas as formas nas referências).
- [52](#) A configuração original não apresenta a estrutura de distribuição estequiométrica, introduzida a título de ilustração dos fluxos. O original também não apresenta a unidade ASU, embora o texto faça referência à sua necessidade.
- [53](#) Decidiu-se incluir o IGCC após a apresentação das três primeiras Famílias (ou rotas tecnológicas) pelo fato de essa tecnologia conter elementos de todas as três. As demais Famílias (4 e 5) diferem significativamente das três anteriores em termos conceituais.
- [54](#) Disponibilidade é a razão entre a diferença do período em operação e as horas indisponíveis (por saída forçada, falha na partida, manutenções programada e não programada) com relação ao período em operação (unidade: hora/hora ou %).
- [55](#) O processo Claus refere-se a um procedimento para dessulfurização de processos que foi patenteado em 1883 e conta com uma etapa térmica e outra catalítica (Khartchenko, 1998).
- [56](#) O processo de síntese Fischer-Tropsch consiste em uma reação catalítica entre  $\text{H}_2$  e  $\text{CO}$  para formar cadeias de hidrocarbonetos de várias extensões, como  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2 \text{H}_6$ ,  $\text{C}_3 \text{H}_8$ , dentre outros, tendo água como principal subproduto da reação (Szklo, 2005).
- [57](#) O hidrotratamento é um processo de dessulfurização no qual nitrogênio e enxofre são removidos a partir da saturação das moléculas olefínicas pesadas para que sejam transformadas em moléculas de parafinas (DOE, 2006). Existem diversos processos de hidrotratamento em uma instalação completa de refino de petróleo.
- [58](#) De acordo com Wimer et al. (2006), a diluição com  $\text{N}_2$  envolve outras questões técnicas: ar,  $\text{CO}_2$  ou vapor podem ser preferidos ao  $\text{N}_2$  se quantidades significativas de energia forem requeridas na sua compressão; há que se considerar que o ar contém  $\text{O}_2$ , indesejável por criar uma mistura combustível com o gás de síntese, enquanto o vapor pode carrear minerais ao conjunto a gás, provocando corrosão.
- [59](#) O reator de membrana possui uma membrana separadora do  $\text{H}_2$ . Esse reator pode ser tanto o principal como o auxiliar (reator de *shift*). Ele parte do princípio de que, se for retirado algum componente no produto (por exemplo, o  $\text{H}_2$ ), a reação de síntese (que, no caso, é uma reação de equilíbrio) se desloca para formar mais produto. Essa membrana normalmente é feita de paládio, metal que tem a propriedade de retirar hidrogênio de uma mistura de gases.

- [60](#) Utilizando-se a ferramenta de pesquisa avançada do Google Acadêmico e utilizando-se a palavra-chave Hydrocarb, o autor M. Steinberg e o período de análise entre 2000 e 2008, retornaram apenas três artigos, referentes a 2002 e 2004, estando disponível apenas o artigo de 2002.
- [61](#) O artigo apresenta sistemas com injeção de vapor em condição atmosférica e pressurizada e IGMCFE com sistema de limpeza de gases de alta e baixa temperatura.
- [62](#) As fontes que dão origem às tabelas reproduzidas e apresentadas no texto original foram omitidas no presente texto.

# 7

## TECNOLOGIAS AVANÇADAS DE GERAÇÃO DE ENERGIA COM EMPREGO DE ENERGIA SOLAR

*“Luz do sol  
Que a folha traga e traduz  
Em verde novo  
Em folha, em graça  
Em vida, em força, em luz”*

(Caetano Veloso, “Luz do sol”)

### Introdução

Muitas pesquisas na área de Energia são atualmente direcionadas para o aprimoramento tecnológico de ciclos térmicos avançados visando alcançar patamares mais elevados de conversão energética ao mesmo tempo que se busca empregar fontes renováveis de energia. A energia solar encontra-se disponível, entretanto a eficiência de conversão energética dessa fonte para a produção de formas úteis de energia encontra limitações.

A energia solar considerada isoladamente pode não ser capaz de garantir suprimento das necessidades energéticas dos consumidores em nível que garanta a viabilidade econômica desses sistemas; no entanto, a energia oriunda de fontes renováveis significa redução nas emissões de elementos poluentes para a atmosfera e da degradação dos recursos fósseis, e fica a cargo das estruturas de pesquisa e desenvolvimento encontrar os meios para que se alcance a sua viabilidade econômica. Além disso, a fonte solar é

atrativa não apenas por ser renovável e sem custo de fornecimento, mas porque as cargas térmicas dos consumidores e a disponibilidade de radiação solar estão aproximadamente em fase (Alizadeh, 2000).

O projeto e a difusão de placas solares para aquecimento de água é assumido como de domínio tecnológico e presente no mercado, motivo pelo qual sua modelagem não é apresentada neste texto. Os painéis fotovoltaicos e as aplicações da energia solar a sistemas de resfriamento de ambientes, em especial os que se associam a sistemas de cogeração, ainda apresentam baixa participação no mercado e/ou constituem inovação, motivo pelo quais são apresentados neste capítulo como propostas voltadas à geração híbrida solar/convencional.

## **A geração elétrica fotovoltaica**

Painéis fotovoltaicos são tecnologias de conversão energética que transformam a energia solar diretamente em energia elétrica. De acordo com Rüther (2000), a vantagem da geração fotovoltaica estaria na sua simplicidade, inexistência de partes mecânicas móveis, sua característica modular (de mW até MW, ou ainda GW), os curtos prazos de instalação e colocação em marcha, além do fato de se constituir em uma forma de geração silenciosa, não poluente e renovável. O mesmo autor identifica, dentre os diversos semicondutores utilizados para a produção das células solares fotovoltaicas, os seguintes tipos, descritos por ordem decrescente de maturidade e utilização:

- o silício cristalino, c-Si
- o silício amorfo hidrogenado, a-Si:H ou simplesmente a-Si
- o telureto de cádmio CdTe e os compostos relacionados ao disseleneto de cobre e índio,  $\text{CuInSe}_2$ , ou CIS, e ao disseleneto de cobre, gálio e índio,  $\text{CuInGaSe}_2$ , ou CIGS.

Cabe o comentário sobre o fato de o silício ser o segundo elemento mais abundante na superfície do globo terrestre, visto que mais de 25% da crosta terrestre é desse elemento, e cerca de cem vezes menos tóxico do que quaisquer dos elementos presentes nas demais células (o cádmio, o selênio e o telúrio são altamente tóxicos e o gálio, índio, cádmio, selênio e telúrio são muito raros).

Os painéis c-Si são os mais tradicionais e os únicos dentre os citados que fazem uso de lâminas cristalinas relativamente espessas (espessura entre 300 e 400  $\mu\text{m}$ ), o que representa uma maior limitação em termos de redução dos custos de produção. Sua eficiência é da ordem de 15% e seu custo de produção bastante elevado, sendo as possibilidades de reduzi-lo praticamente esgotadas, pelo que muitos especialistas julgam que tal tecnologia não deve ser considerada como séria competidora com outras formas de geração de energia em larga escala. As demais tecnologias são baseadas em películas delgadas de material ativo semiconductor (filmes finos, da ordem de 1  $\mu\text{m}$ ) e é nesse aspecto que aparentam possuir maior potencial de redução de custos de produção que a tecnologia c-Si (Rüther, 2000).

De acordo com Jackson e Oliver (2000), os custos da geração elétrica com base fotovoltaica ainda permanecem pouco competitivos se comparados com os obtidos pela maior parte das fontes convencionais de geração elétrica, à exceção do atendimento de localidades isoladas, distantes das redes de distribuição elétrica. A evolução do custo dos painéis fotovoltaicos, no entanto, surpreende: em 1970 custavam cerca de US\$ 300/ $W_p$ , caindo para cerca de US\$ 5/ $W_p$  em 1997 (Lynn, 2010); o preço de sistemas fotovoltaicos instalados nos Estados Unidos encontram-se na faixa entre US\$ 5,7/ $W_p$  e US\$ 3,8/ $W_p$ , dólar referido a 2010 (Goodrich et al., 2012), a depender da potência do painel e da categoria de utilização (residencial, comercial, concessionária); [63](#) numa comparação com o mercado alemão, observa-se a diferença de preço para os painéis de aplicação residencial, na análise assumidos serem baseados na tecnologia c-Si – enquanto na Alemanha o painel fotovoltaico de 4,9  $kW_{p,DC}$  custa US\$

3,74/W<sub>p</sub> , nos Estados Unidos custa US\$ 5,71/W<sub>p</sub> , resultado da política governamental do governo europeu para o incentivo da geração distribuída a partir de fontes renováveis de energia.

## **Conceitos sobre refrigeração por absorção e ejeção de vapor**

Os *sistemas de refrigeração por absorção* , ao contrário dos sistemas por compressão, trabalham com acionamento térmico. Nesse ciclo, os vapores de alguns dos fluidos refrigerantes possíveis de serem empregados são absorvidos a frio por certos líquidos ou soluções salinas. Essa composição de substâncias é conhecida por solução binária e pode ser esquematizada na forma de ciclo conforme Figura 7.1. O calor  $Q_L$  corresponde à carga térmica que se deseja retirar do ambiente por refrigerar e o calor cedido no condensador ( $Q_H$  ) pela fase gasosa do fluido refrigerante corresponde à eliminação da carga térmica do ambiente por refrigerar ao ambiente; essas duas fontes de calor correspondem à fase gasosa da solução binária.

Na fase líquida, o calor  $Q_A$  do absorvedor é retirado de modo a garantir que apenas a fase líquida do fluido de trabalho siga para a bomba; após a bomba, o gerador recebe uma quantidade de calor ( $Q_G$  ) externa ao ciclo de refrigeração que garante a transformação líquido/vapor do fluido refrigerante, permitindo gerar as partículas gasosas que compõem a outra fase do ciclo. Queima direta de combustíveis, gases de exaustão de combustíveis queimados, água quente ou vapor são normalmente empregados para o fornecimento de calor no gerador, respeitadas as temperaturas das substâncias empregadas na mistura binária.

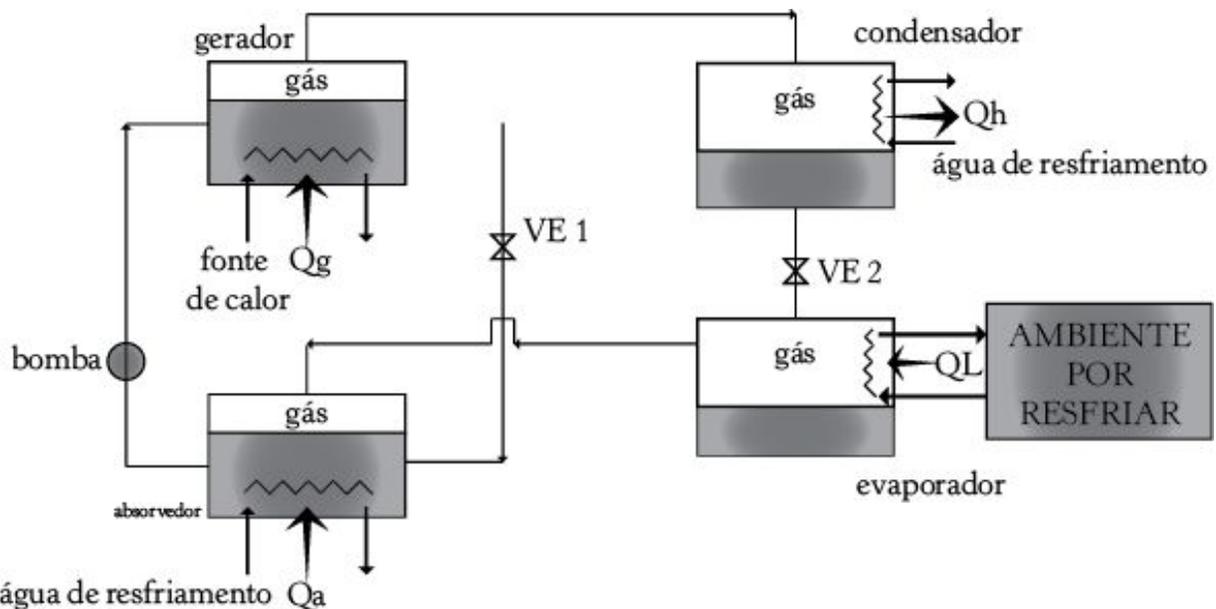


Figura 7.1 – Esquema de um ciclo por absorção clássico

Como utilizam energia térmica ao invés de energia elétrica, os sistemas por absorção podem se mostrar competitivo em unidades de processo com disponibilidade de calor; desse modo, a associação entre esses sistemas de resfriamento e centrais de cogeração baseadas em motores de combustão interna e conjuntos turbinas a gás tem sido proposta em diversas oportunidades. Em termos de componentes, há semelhanças com o ciclo de refrigeração por compressão: condensador, evaporador e válvulas de expansão são similares, enquanto o gerador e o absorvedor são trocadores de calor que garantem a mudança de fase de líquido para gás e vice-versa, com o auxílio de uma bomba.

Os sistemas de refrigeração por absorção podem empregar diferentes fluidos de trabalho; Sun et al. (2012) apresentam uma revisão dos fluidos empregados, dividindo-os em cinco séries de acordo com os diferentes absorventes: série utilizando amônia, série utilizando água, série utilizando álcool, série utilizando hidrocarboneto halogenado e série utilizando outros meios; em algumas dessas séries, os fluidos se apresentam na forma de mistura binária – dessa forma, é possível compor, por exemplo, um ciclo com amônia ( $NH_3$ ) como fluido refrigerante e água como fluido absorvente, ou água como fluido frigorífico e o brometo de lítio (LiBr)

como absorvente. Outras soluções binárias possíveis seriam o álcool metílico ( $\text{CH}_3 \text{OH}$ ) como refrigerante e brometo de lítio ou brometo de zinco ( $\text{ZnBr}_2$ ) como absorvente.

Um estudo realizado por Jelinek e Borde (1998) analisou a viabilidade de se empregarem outros refrigerantes no sistema de absorção, tais como o R-22, o R-134a, o R-124 (2-cloro-1,1,1,2-tetrafluoretano) e o R-32 (difluormetano), bem como compostos orgânicos como o dimetil-eter-tetra-etilenoglicol e o dimetil-etileno-ureia visando observar seu comportamento. Nas condições de teste validadas pelos ensaios, verificaram que os desempenhos apresentados não são satisfatórios. As unidades de refrigeração com  $\text{LiBr-H}_2\text{O}$  são mais simples, uma vez que, pelo fato de o brometo de lítio não ser volátil e resultar na saída do gerador apenas vapor de água, não é necessário o emprego de válvulas de expansão (o brometo de lítio puro é sólido).

Os sistemas de refrigeração por absorção têm um consumo energético (na forma de calor para o absorvedor e em bombeamento) superior ao consumido por sistemas por compressão mecânica; equipamentos por absorção consomem uma quantidade de energia superior à sua produção frigorífica e por isso, seu coeficiente de desempenho (COP, Coefficient Of Performance) varia entre 0,4 e 0,8 para unidades convencionais, atingindo de 1,0 a 1,4 para unidades multiestágios.

Segundo Sun et al. (2012), uma regra básica para a escolha do fluido de trabalho em um sistema de refrigeração por absorção é a previsão do desempenho do processo de absorção de acordo com as condições operacionais sujeitas a limitações aceitáveis, como o problema de cristalização, limites ambientais e necessidades de equipamentos adicionais. De acordo com os resultados alcançados, os pares  $\text{LiBr-H}_2\text{O}$  e  $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$  com diferentes aditivos seriam os mais importantes, mas os fluidos baseados em hidrocarbonetos halogenados se revelam promissores, em especial quando empregados em sistemas de absorção termicamente acionados por energia solar, águas termais (fontes geotérmicas) e fontes térmicas de baixa qualidade provenientes de processos industriais.

O ciclo de refrigeração por ejeção de vapor, por sua vez, se baseia na passagem de vapor de água de alta pressão através de um bocal supersônico do tipo convergente-divergente após ser misturado, no evaporador, ao vapor de água de baixa pressão; o diagrama da Figura 7.2 permite uma análise mais pormenorizada desse fenômeno (Wang et al., 2009).

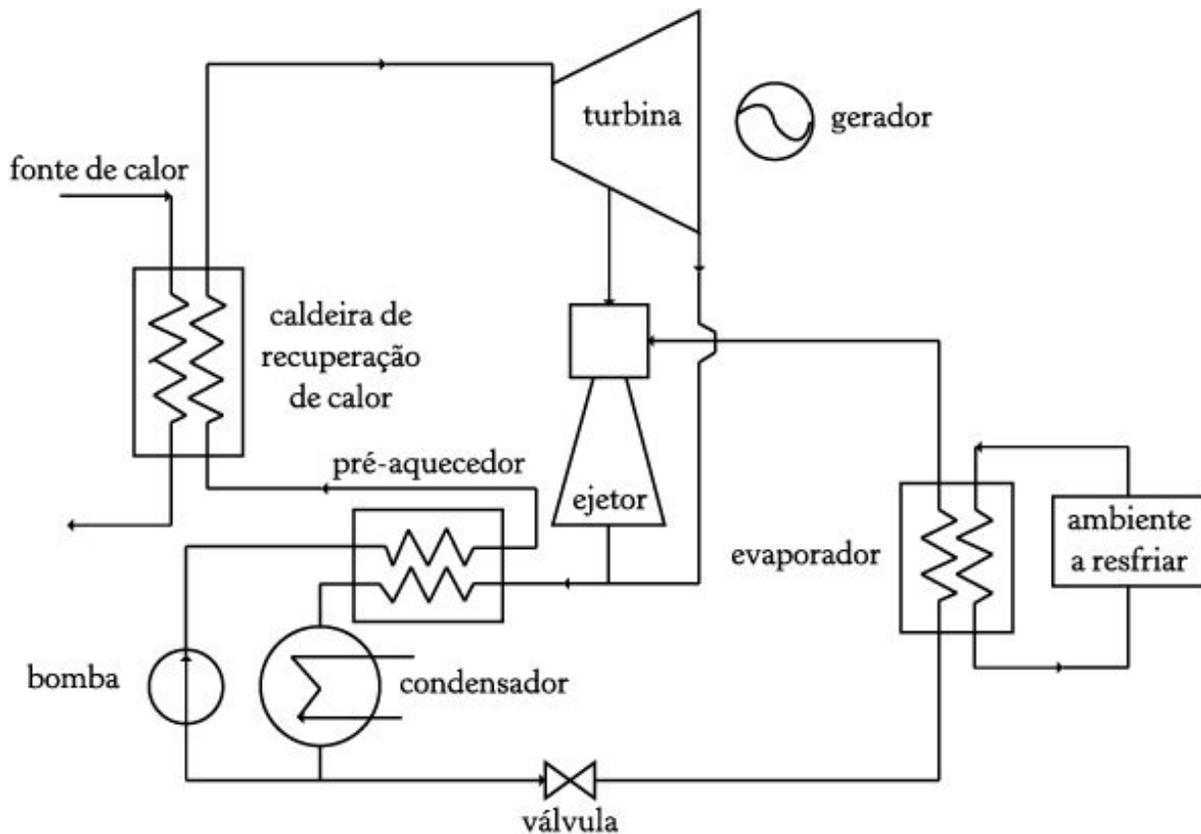


Figura 7.2 – Esquema e diagrama T-s do ciclo de refrigeração por ejeção de vapor  
 Fonte: Wang et al. (2009).

A fonte de energia pode ser solar, geotérmica ou calor residual de algum processo. Ao passar na caldeira de recuperação de calor, vapor de alta pressão é produzido e enviado à turbina. O vapor de extração da turbina (fluxo 3), referido como vapor primário, ao passar no bocal supersônico do ejetor, provoca uma grande elevação da velocidade em sua saída, produzindo significativo vácuo na entrada da câmara de mistura, o que induz a entrada do vapor secundário (fluxo 9), oriundo do evaporador. O evaporador é o elemento do ciclo responsável pela retirada de calor do

ambiente que se deseja resfriar. O fluxo de mistura passa pelo difusor do ejetor, onde desacelera e segue com o fluxo 13 para o pré-aquecedor e condensador.

Do ponto de vista prático, o emprego do ciclo de refrigeração por ejeção de vapor tem por atrativos a não existência de unidades rotativas (considerando-se que a turbina a vapor poderia, em tese, não estar presente na instalação caso não se desejasse gerar energia mecânica ou elétrica), o que representa redução de ruídos e problemas de vibrações e balanceamento. Do ponto de vista da primeira lei da Termodinâmica, esse ciclo é menos eficiente do que o ciclo de refrigeração por compressão; enquanto o coeficiente de desempenho (COP, Coeficient Of Performance) de um ciclo de refrigeração por compressão (acionado mecânica ou eletricamente) encontra-se na faixa entre 2 e 5, o COP de um ciclo de resfriamento por ejeção de vapor geralmente é da ordem de 0,5 (Zhu; Jiang, 2012). [64](#) Por tal motivo, estudos voltados à integração dos ciclos de ejeção de vapor outros ciclos pode representar ganhos potenciais na forma de conversão da energia.

Numa interessante análise de potenciais inovações para o emprego de *ciclos avançados de absorção de vapor*, Wu e Eames (2000) contemplaram diferentes arranjos que permitem um aumento significativo do COP, bem como integram o ejetor a eles. De acordo com tais autores, os ciclos de absorção de simples e duplo efeito que têm brometo de lítio como fluido de trabalho são adequados para trabalhar com temperatura da solução inferior a 200 °C, dado que acima dela a corrosão e a cristalização da solução pode causar problemas; os ciclos avançados de absorção têm por um de seus objetivos reduzir o conteúdo energético entregue ao gerador (do ciclo de absorção) como forma de aumentar o COP.

O trabalho apresenta arranjos dos quais constam múltiplos trocadores de calor, absorvedores e geradores; o emprego de ejetores associados ao ciclo de absorção explora diferentes posicionamentos desse componente no sistema. A Figura 7.3 ilustra o sistema de refrigeração de múltiplos efeitos e estágios, cujo COP é estimado em 1,65 para três efeitos; o ciclo GAX

(Generator-Absorber heat Exchanger) descrito por Altenkirch e patenteado em 1914, que alcança COP de 1,53 num sistema com queima de gás, de 250 kW, instalado em Maastricht, na Holanda, com mistura  $\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}$ , é citado por Sun et al. (1996). A Figura 7.4 apresenta o ciclo GAX apresentado em Mehr et al. (2012), que compara duas configurações para o ciclo, sendo a concepção apresentada aquela na qual o ejetor envia vapor do evaporador para o absorvedor e eleva a pressão do condensador e que apresentou o maior valor de COP (na outra concepção o ejetor é usado para elevar a pressão do condensador e apresentou o maior valor de eficiência baseada na segunda lei da Termodinâmica).

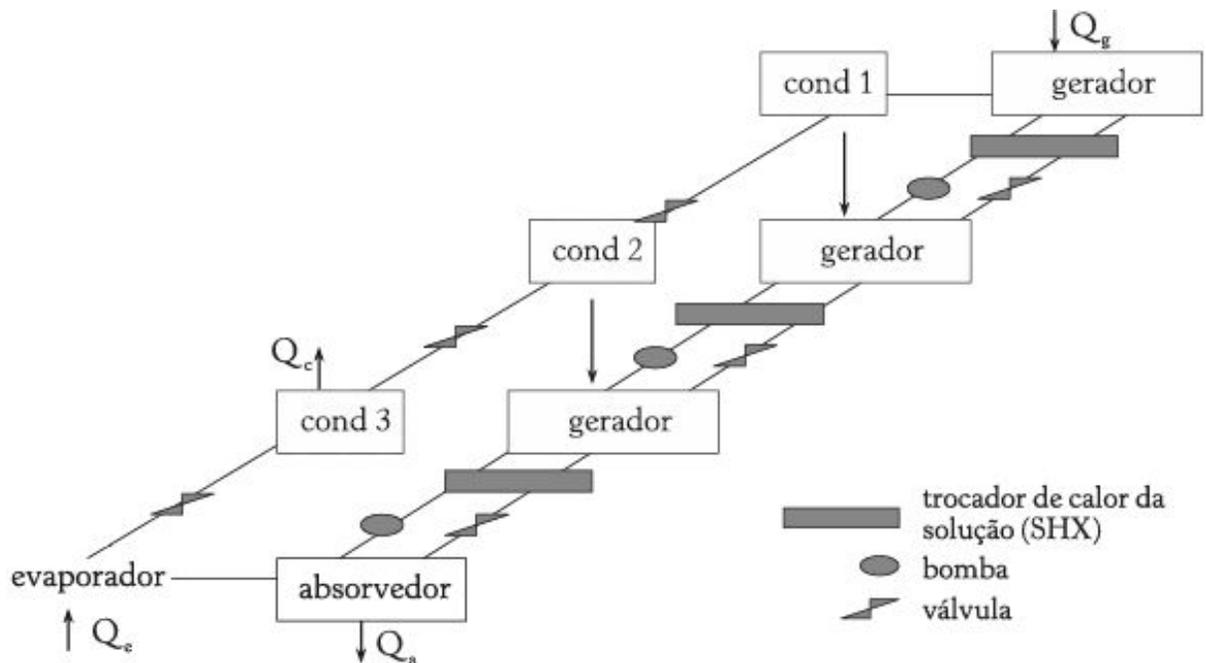


Figura 7.3 – Sistema de refrigeração por absorção com múltiplos estágios e efeitos  
 Fonte: Wu e Eames (2000).

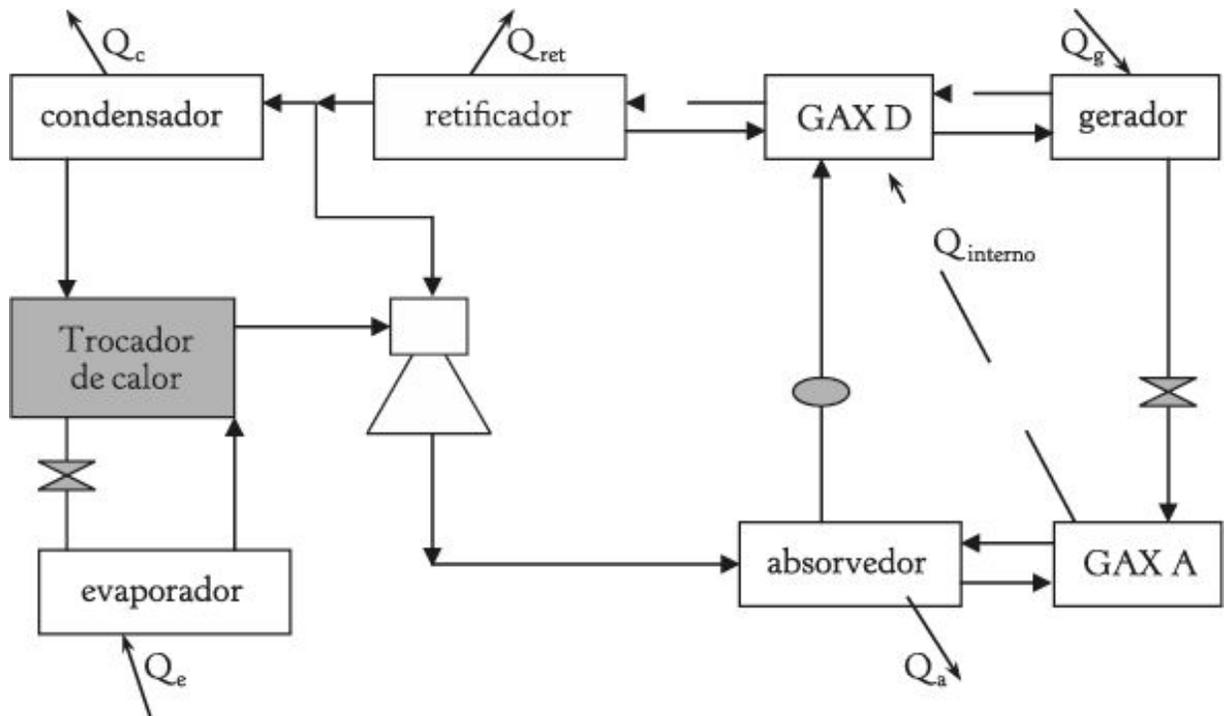


Figura 7.4 – Sistema de refrigeração GAX

Fonte: Wu e Eames (2000).

Os ciclos híbridos de absorção apresentam elevados valores de COP, porém de alta complexidade e apresenta dificuldades de selagem; o ciclo descrito por Wu e Eames (2000) como ciclo Cacciola (Figura 7.5) foi investigado teórica e experimentalmente, alcançando COP de 1,96 para mistura LiBr/H<sub>2</sub>O e 1,30 para mistura NaHO-KOH-C<sub>5</sub>OH/H<sub>2</sub>O do ponto de vista teórico. A conclusão do trabalho de Wu e Eames (2000) é que são necessários múltiplos trocadores de calor para a melhoria do COP, com a penalidade do aumento de complexidade e custo; a troca térmica entre o gerador e o absorvedor do ciclo GAX não é fácil de ser implementada e reduz suas chances de concretização. Concluem, assim, ser difícil obter na prática um melhor COP pelo aumento dos estágios e efeitos.

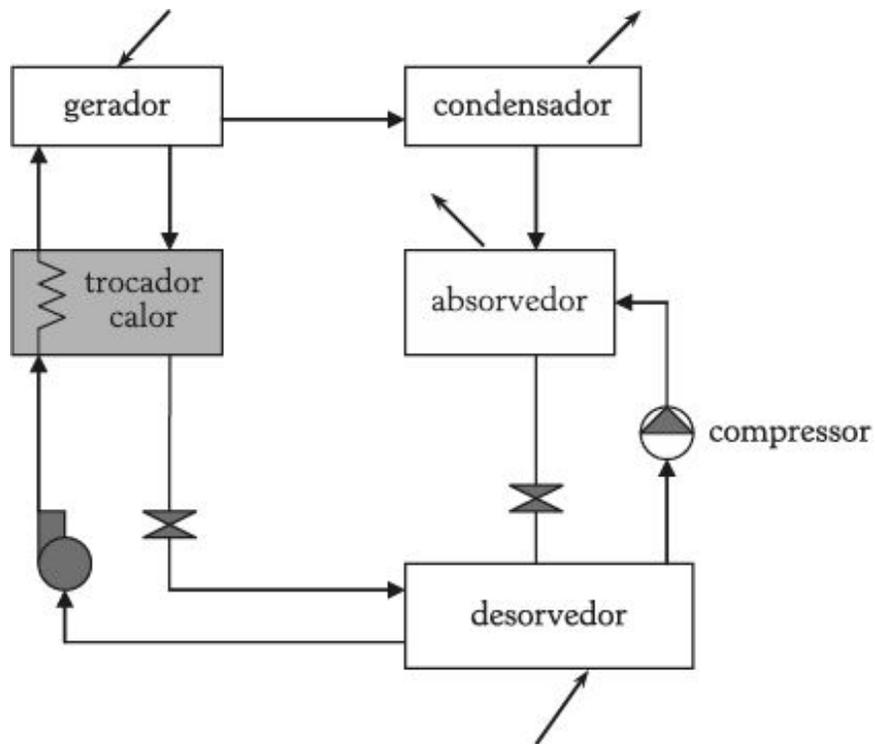


Figura 7.5 – Ciclo híbrido de Cacciola  
 Fonte: Wu e Eames (2000).

O emprego do ejetor ao invés do compressor seria outro meio de se conceber os ciclos híbridos, e essa abordagem, por eliminar o uso da potência mecânica, pode significar uma vantagem. A função do ejetor no ciclo de absorção pode ser classificada como forma de melhorar o processo de evaporação, melhorar o processo de absorção e melhorar o processo de concentração; a Figura 7.6 apresenta um dos ciclos híbridos de ejeção e absorção, objeto também do artigo de Sun et al. (1996).

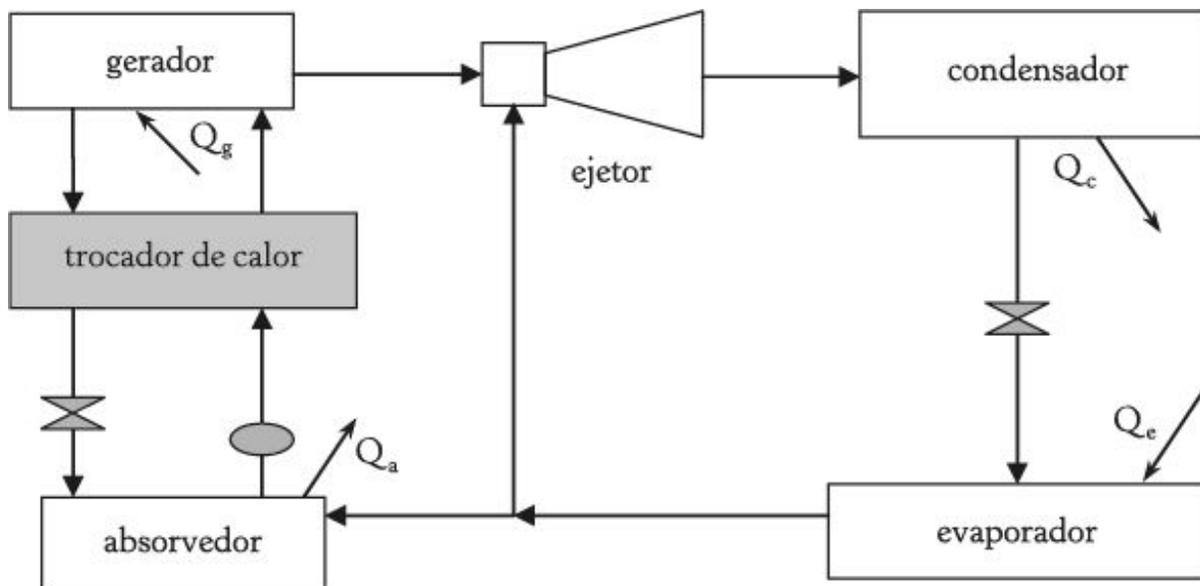


Figura 7.6 – Ciclo híbrido ejeção-absorção

Fonte: Sun et al. (1996).

Propostas de inclusão do ejeção em ciclos de compressão mecânica como forma de melhorar o seu desempenho são presentes na literatura. Sumeru et al. (2012) apresentam uma revisão das possibilidades apresentadas na literatura para a inclusão de ejetores em ciclos de refrigeração, resumindo-as em três categorias: (a) o ejeção como substituto do compressor em um sistema acionado termicamente; (b) o ejeção na entrada do condensador após o compressor, uma ideia considerada ainda relativamente nova; (c) o ejeção como uma válvula de expansão após o condensador. A Figura 7.7 ilustra as três possibilidades sugeridas pelos autores. Análises termodinâmicas revelam melhorias do COP acima de 20%, embora resultados experimentais estejam limitados a 10%, sinalizando que um melhor entendimento do fluxo em duas fases do ejeção é necessário para otimizar a eficiência energética de tal sistema.

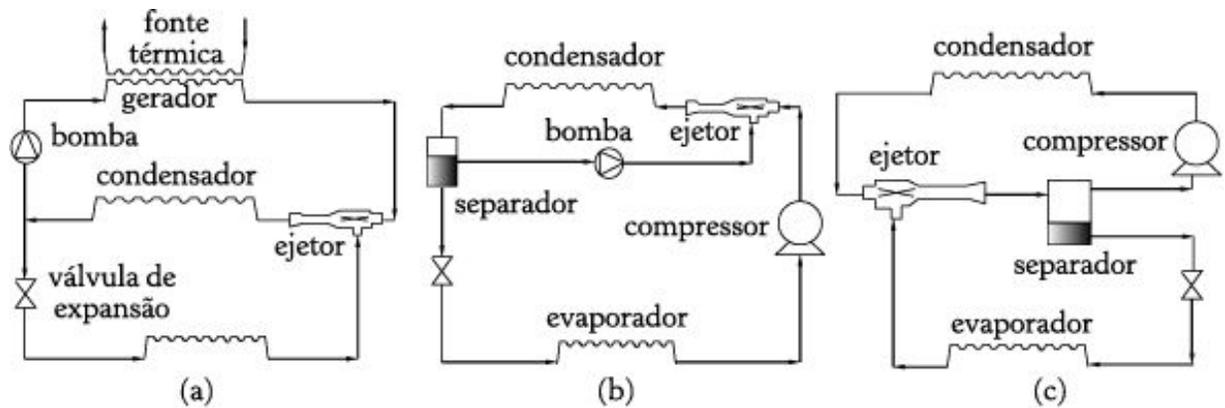


Figura 7.7 – Ciclos híbridos sugeridos por Sumeru et al. (2012)

Fong et al. (2011) apresenta um ciclo de compressão com ejetor, que consiste em incluir um ejetor e um separador gás/líquido entre o condensador e a válvula de expansão do ciclo de compressão mecânica tradicional, sendo o líquido oriundo do condensador utilizado como fluxo primário do ejetor e o gás refrigerante vindo do evaporador o fluido secundário; após passar no ejetor, o fluxo de gás está com pressão superior à do evaporador, é separado e segue para o compressor, enquanto a fração líquida segue para a válvula de expansão, entra no evaporador e produz o efeito refrigerante. O sistema foi avaliado com três fluidos refrigerantes (R22, R134a e R410a), para os quais se observou um aumento no COP e redução no consumo de energia primária do sistema, sendo que para o R134a os resultados foram mais significantes.

## Sistemas termoassistidos por energia solar

A possibilidade de redução do consumo de fontes combustíveis primárias em sistemas de cogeração por meio de sistemas termoassistidos por energia solar é realmente atrativa, em especial para edifícios. O *conceito de cogeração como alternativa de geração distribuída* para o atendimento de necessidades elétricas e térmicas em blocos de edifícios comerciais, ou

mesmo em escala doméstica para unidades de até 100 kW de geração elétrica, é uma possibilidade tratada por Few et al. (1997).

De acordo com esses mesmos autores, uma redução significativa de aproximadamente 25% nas emissões domésticas de CO<sub>2</sub> poderia ser, dessa forma, alcançada, fato que aliado à confiabilidade e capacidade de atendimento das necessidades individuais da unidade consumidora associada à pequena unidade de cogeração, conduz a uma crescente atratividade comercial. No mesmo artigo, propõem uma configuração para o sistema de cogeração da qual constam: motor de combustão associado a gerador elétrico, trocadores de calor para os gases de exaustão, bomba de calor baseada em unidade de compressão de vapor e um reservatório térmico, atendendo assim às necessidades elétricas, de aquecimento e resfriamento da unidade consumidora; vale ressaltar, ainda, o destaque dado pelos autores para o emprego da análise pela segunda lei da Termodinâmica e da otimização da unidade de cogeração, a ser considerado em trabalhos futuros.

O tratamento da cogeração num contexto de central térmica distribuída e voltada para o atendimento de necessidades térmicas de aquecimento e/ou resfriamento pode ser bem estabelecido no trabalho de Havelský (1999); unidades de cogeração com motores de combustão interna e sistemas de absorção ou de compressão são analisadas, em termos técnicos, pela simulação de condições de atendimento de necessidades elétricas, de aquecimento e resfriamento. O mesmo artigo apresenta uma discussão acerca dos parâmetros mais adequados para a análise comparativa de sistemas de refrigeração empregados em associação com centrais de cogeração em que o COP, que consiste em uma medida do desempenho do ciclo em si mesmo, cede espaço para a taxa de energia primária (PER, Primary Energy Rate) quando são comparadas unidades acionadas por diferentes formas de energia, como o são, por exemplo, as unidades de absorção e de compressão.

A PER é definida como a quantidade de energia primária necessária para atender a uma demanda energética e, por isso, o sistema com menor

valor de PER é considerado o melhor em termos de consumo de energia; para um sistema de cogeração, define-se PER pela eq. (7.1).

$$PER_{\text{cog}} = \frac{Q_p}{\sum Q_H + \sum Q_C + W_{el}} \quad (7.1)$$

sendo:

$Q_p$  : energia primária do sistema de cogeração;

$\sum Q_H$  : soma das energias térmicas supridas pelo sistema de cogeração;

$\sum Q_C$  : soma das energias de resfriamento supridas pelo sistema de cogeração;

$W_{el}$  : energia elétrica líquida suprida pelo sistema de cogeração (exclui usos internos).

De igual sorte, para um sistema de geração convencional separada por tipo de energia, a expressão da PER é definida pela eq. (7.2).

$$PER_{\text{separada}} = \frac{PER_{\text{calor}} \sum Q_H + PER_{\text{refr}} \sum Q_C + PER_{\text{el}} W_{el}}{\sum Q_H + \sum Q_C + W_{el}} \quad (7.2)$$

para a qual:

$$PER_{\text{calor}} = \frac{1}{\eta_{\text{calor}}}, \quad PER_{\text{refr}} = \frac{1}{COP_{\text{refr}} \eta_{\text{el}}}, \quad PER_{\text{el}} = \frac{1}{\eta_{\text{el}}} \quad (7.3)$$

em que as eficiências dizem respeito ao equipamento empregado para a produção de energia térmica (forno ou caldeira), bem como para geração/distribuição elétrica e o coeficiente de desempenho do sistema de compressão mecânica. A comparação entre o emprego de sistema de cogeração e geração convencional separada se faria, então, pela expressão do retorno comparativo entre o consumo de energia primária, conforme eq. (7.4).

$$\Delta q_p = \frac{Q_{ps} - Q_p}{Q_{ps}} = 1 - \frac{PER_{cog}}{PER_{separada}} \quad (7.4)$$

sendo: a expressão para demanda de energia primária em geração separada seria dada pela eq. (7.5).

$$Q_{ps} = \frac{\sum Q_H}{\eta_{calor}} + \frac{\sum Q_H}{COP_{refr} \eta_{el}} + \frac{W_{el}}{\eta_{el}} \quad (7.5)$$

Uma interessante contribuição para a concretização de sistemas de resfriamento passivo por ejeção solar está apresentada no trabalho de Nguyen et al. (2001), no qual formulam uma análise termodinâmica e econômica, bem como a apresentação da unidade piloto desenvolvida para avaliação do comportamento de sistema concebido sob tal conceito. A Figura 7.8 ilustra o ciclo com ejeção que é tomado por base e o esquema correspondente ao protótipo construído, com as necessárias modificações, de modo a eliminar a necessidade da bomba (retirada de componentes ativos). Uma altura mínima “h” é alcançada com um fluido de elevada densidade, garantindo uma queda de pressão operacional adequada. Para a unidade piloto, o fluido refrigerante escolhido foi água.

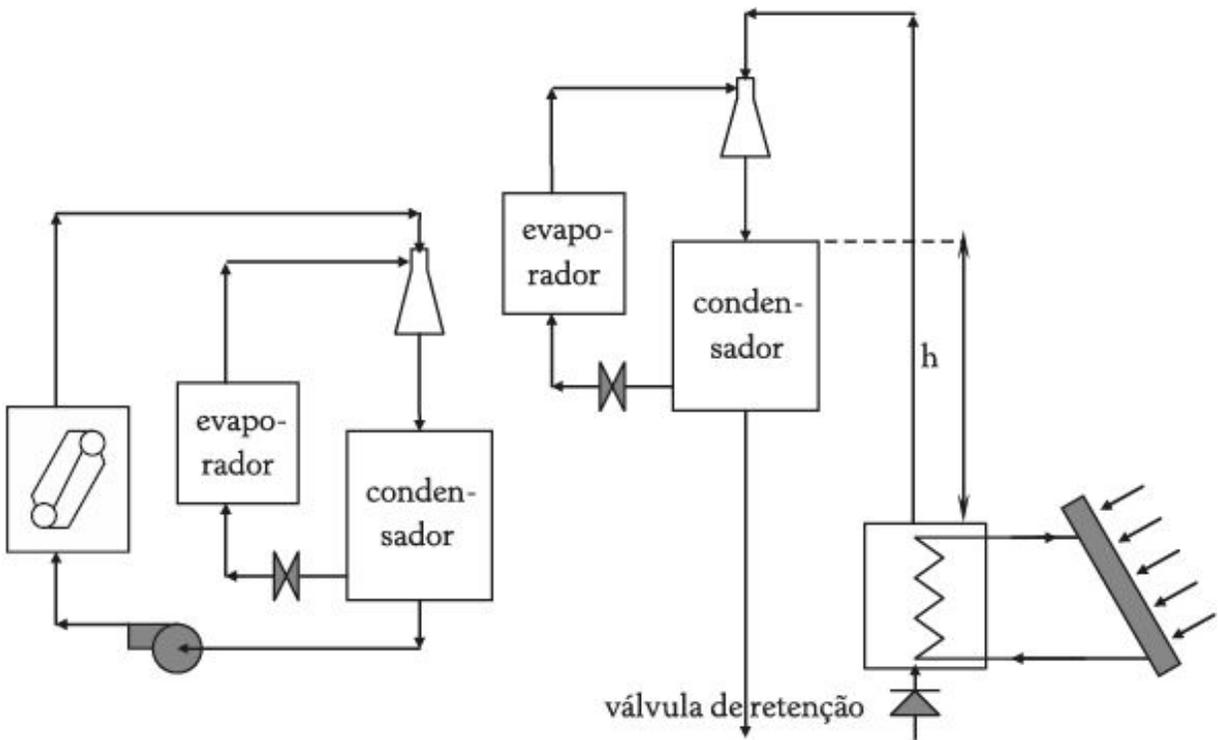


Figura 7.8 – Ciclo com ejeção (esq.) e arranjo solar da planta piloto com ejeção (dir.)  
 Fonte: Nguyen et al. (2001).

Tapia e Colle (2000) apresentam um estudo termoeconômico de ciclo de refrigeração por compressão por ejetor auxiliado com energia solar, com análise econômica baseada no método de Brandemuehl e Beckman (1979). De acordo com esse trabalho, foram verificadas as características do emprego de diferentes refrigerantes como fluido de trabalho, e o CFC12 e o R114 acusaram aumento do COP, enquanto o emprego de CFC11, CFC13e e CFC22 levou à redução desse parâmetro.

De acordo com a Figura 7.9, o sistema proposto apresenta três unidades distintas: no extremo esquerdo, a unidade de captação da energia solar, que transferirá ao gerador o calor necessário para geração do vapor primário a ser entregue ao ejetor; no centro, o sistema de ejeção de vapor, que entrega a contrapressão ao condensador; na extremidade direita, o sistema de compressão de vapor, na qual o evaporador está associado à carga térmica de resfriamento que se deseja retirar.

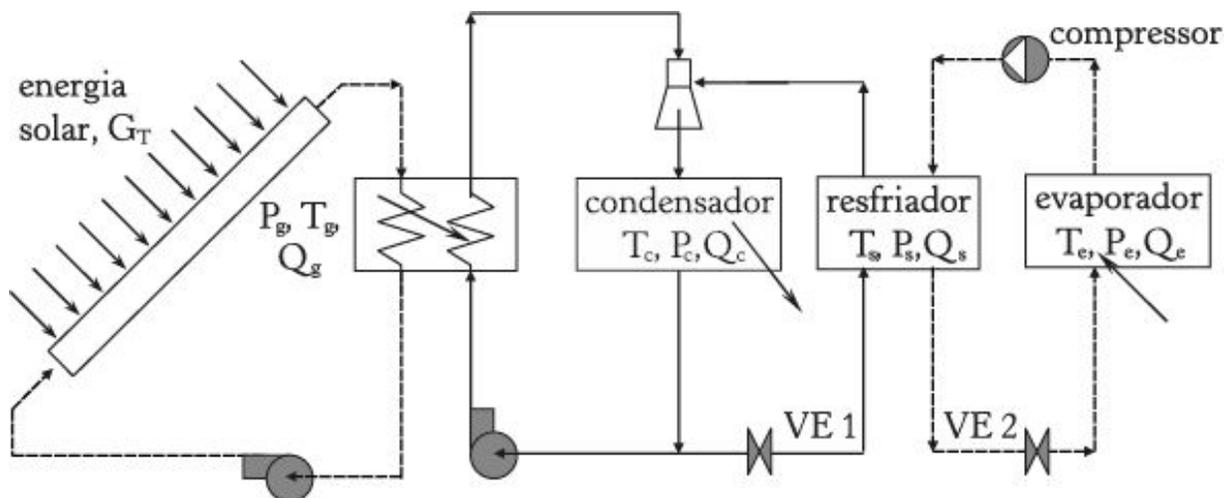


Figura 7.9 – Sistema de refrigeração por compressão e ejeção auxiliada por energia solar  
 Fonte: Tapia e Colle (2000).

A análise termodinâmica aplicada sobre o sistema em questão é representada por:

– COP da unidade de ejeção:  $COP_{ejeção} = \frac{Q_s}{Q_{ger}}$

– COP da unidade de compressão:  $COP_{compr} = \frac{Q_e}{Q_s}$

com

$$W_{mec} = W_{compr} + W_{bomba} \cong W_{bomba}$$

$$Q_s = Q_e + W_{bomba}$$

As bases da análise econômica baseada no método LCS (Life Cycle Savings) estão firmadas na formulação da equação (7.6), sendo:

LCS	retorno sobre o ciclo de vida do sistema de aquecimento solar sobre o sistema de energia convencional	(US\$)
C <sub>F</sub>	custo unitário da energia convencional entregue no primeiro ano da análise	(US\$/GJ)
L	carga térmica combinada (água quente e ambientes) em média anual	(GJ)

F	fração anual de carga térmica suprida pela energia solar	-
$C_A$	custo de investimento em energia solar, diretamente proporcional à área do coletor	(US\$/m <sup>2</sup> )
A	área do coletor	(m <sup>2</sup> )
$c_E$	custo de investimento em energia solar da parcela independente da área do coletor	(US\$)
$P_1$	fator relativo à economia anual sobre os custos de combustível no primeiro ano	-
$P_2$	fator relativo aos gastos decorrentes do investimento adicional ao investimento inicial	-

Os modelos de otimização para análise da geração energética assistida por energia solar encontram embasamento em trabalhos como o de Lindenberger et al. (2000), que utilizam um modelo de otimização linear quase-dinâmico, com intervalos de 1 hora para um ano, representativo do perfil de demanda por calor e eletricidade, com objetivos econômicos e de emissões, para analisar o comportamento de unidades solares em aquecimento distrital; a função objetivo a ser minimizada no modelo de otimização é relativa à energia primária fornecida por tecnologias não-renováveis. As influências não lineares e dependentes do tempo dos parâmetros intensivos da eficiência das tecnologias consideradas são avaliadas.

Cinco opções tecnológicas são consideradas na análise:

- 1) aquecimento central adicional por caldeira de aquecimento a gás;
- 2) aquecimento central adicional por caldeira de aquecimento a gás e bomba de calor elétrica;
- 3) aquecimento central adicional por caldeira de aquecimento a gás e bomba de calor de absorção com queima de gás;
- 4) aquecimento central adicional por caldeira de aquecimento a gás e bomba de calor acionada por motor de combustão queimando gás;
- 5) aquecimento central adicional por caldeira de aquecimento a gás e cogeração com queima de gás.

As capacidades das bombas de calor e do sistema de cogeração são limitadas a 300 kW por razões de ordem econômica, e tal capacidade corresponde a cerca de 40% da carga térmica de pico demandada. As

Figuras 7.10 e 7.11 apresentam as configurações para as diferentes opções tecnológicas; as opções 1 a 4 demandam eletricidade consumida da rede pública, sendo essa apenas gerada na opção 5 (cogeração), apesar de não se considerar geração de excedentes de energia para venda.

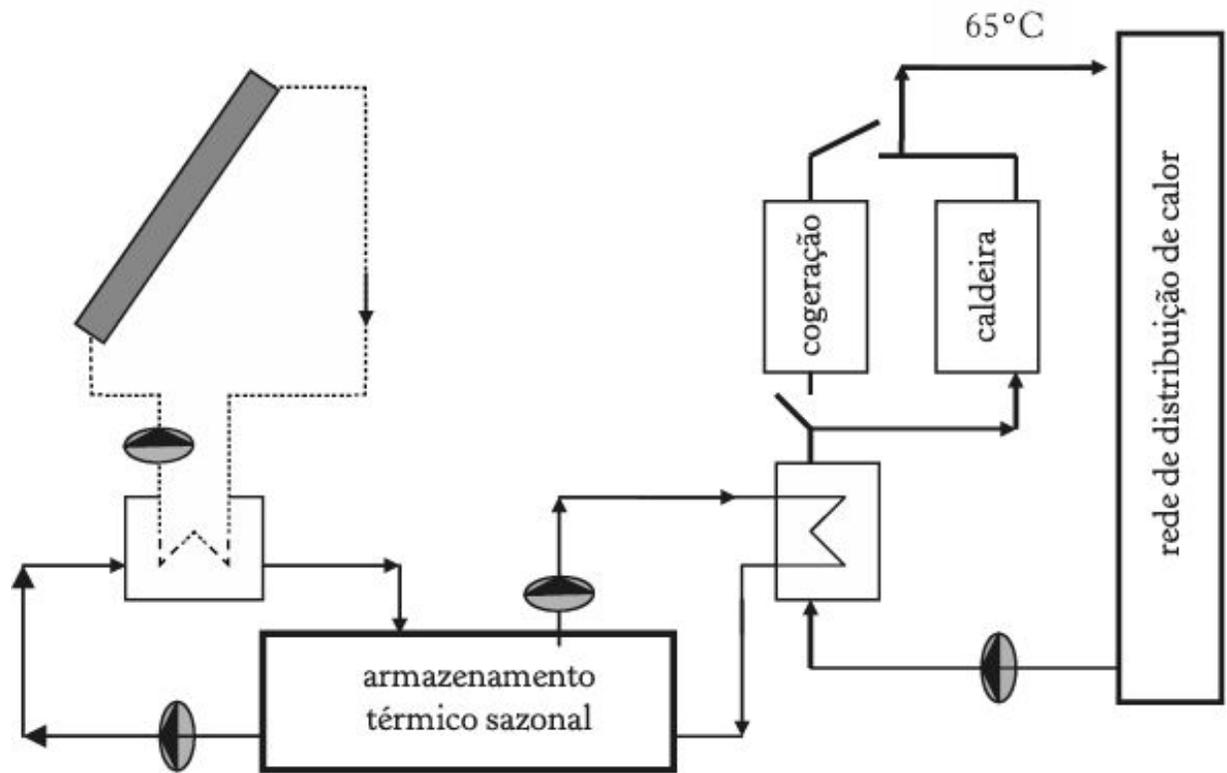


Figura 7.10 – Opções tecnológicas 1 e 5

Fonte: Lindenberger et al. (2000).

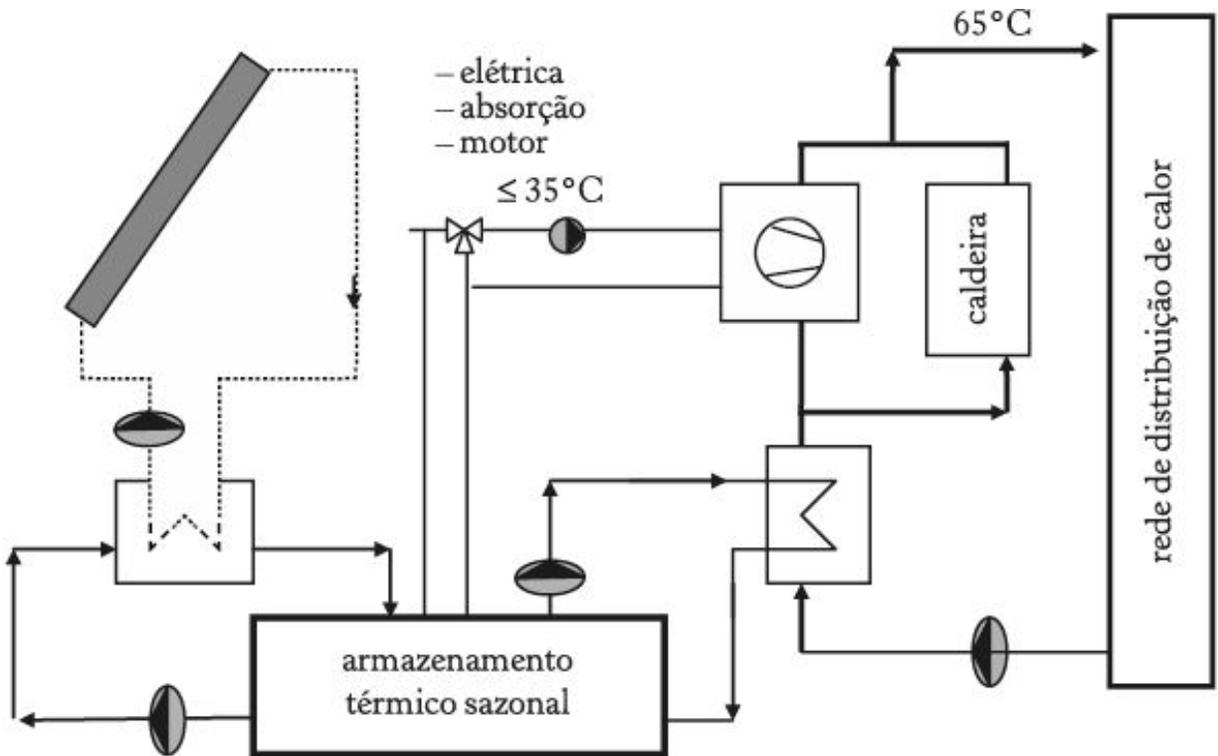


Figura 7.11 – Opções tecnológicas 2 a 4

Fonte: Lindenberger et al. (2000).

As áreas do coletor foram testadas para valores entre  $600$  e  $1.500 \text{ m}^2$  e os volumes de armazenamento térmico estão entre  $720$  e  $6.300 \text{ m}^3$ . Para as condições de preços da energia avaliadas, as instalações solares de média e larga escala se revelaram mais caras que as caldeiras queimando combustíveis fósseis; para o sistema considerado, a cogeração pode alcançar economia de energia primária não renovável de 20% com custos abaixo daquele tomado como sistema de referência; no entanto, economias de energia maiores que 20% requereram utilização adicional de fontes de energia renovável. Se economias maiores de 40% são pretendidas, a eletricidade também deve ser produzida a partir de outras fontes renováveis. As economias de energia e as reduções nas emissões alcançadas pelo sistema de aquecimento solar podem ser aumentadas consideravelmente pela integração de bombas de calor e sistemas de cogeração para geração de calor e energia elétrica.

Análises mais recentes de questões similares demonstram a atualidade da preocupação de inclusão da fonte solar em unidades de cogeração. Maes

e Van Passel (2012) desenvolvem uma metodologia para estudar a interferência não intencional entre diferentes políticas públicas utilizadas para promover a eficiência energética e o uso de energias renováveis. Para isso, empregaram um esquema próximo ao que é apresentado na Figura 7.10 e concluíram que os possíveis benefícios da combinação de tecnologias mais limpas não dependem tanto da questão técnica dos sistemas, mas especialmente das políticas públicas.

Em oposição ao que foi até aqui apresentado, há iniciativas que poderiam ser registradas como *cogeração empregando energia solar como forma de geração centralizada*; como exemplo de tais iniciativas, centrais de geração termelétrica baseada em unidades concentradoras solares têm sido modeladas e mesmo construídas. Nesse conceito, a radiação solar tem seu foco concentrado por centenas a milhares de espelhos dotados de movimento para acompanhamento do sol e direcionados a uma torre de modo a aquecer um sal fundido que é bombeado para a torre e acumulado em um tanque de temperatura superior. O sal aquecido é enviado a um gerador de vapor e cede calor para a água de modo a produzir vapor em uma turbina a vapor de condensação, retornando para um tanque de armazenamento de sal de temperatura inferior, de onde é bombeado à torre (Solarpaces, s.d).

Allani et al. (1997) discutiram o conceito de centrais de geração termelétrica híbridas solar/ciclo combinado com capacidade entre 58 e 88 MW de geração elétrica em condições operacionais diversas, relativamente a uma unidade piloto em estudo para ser implantada na Tunísia; os autores realizam uma análise de otimização termoeconômica para identificação de características desejáveis para o seu projeto, no qual uma alternativa possível, porém ainda não madura, consiste na geração parcial de vapor diretamente nos tubos dos coletores solares, por associação a gás natural, carvão, óleo ou gás gaseificado de carvão em unidades termelétricas de maior porte, ou biomassa em centrais térmicas menores, essas últimas com vantagens na mitigação do CO<sub>2</sub>.

Kolb (1998) apresentou a proposta de torres de geração solar num contexto tanto híbrido (com ciclo combinado ou com ciclo a vapor) quanto

apenas solar. Proposta de unidades de 100 MW em escala comercial estaria sendo considerada para serem futuramente construídas, e prevê-se que, com o aumento nos custos dos combustíveis fósseis, unidades entre 200 e 400 MW sejam preferencialmente implantadas.

Diversas iniciativas têm sido planejadas e mesmo construídas, como se pode observar em páginas especializadas da internet. <sup>65</sup> Observa-se que os custos referentes ao investimento na tecnologia de concentradores solares são comparáveis aos das tecnologias de captura e armazenamento de CO<sub>2</sub> e ainda muito superiores ao das opções de geração termelétrica convencionais, mas que podem reduzir com a produção em larga escala (Lilliestam et al., 2012).

## Epílogo do Capítulo 7

Este capítulo procurou apresentar um conjunto de informações publicadas na literatura técnica que represente, ao menos em parte, o estado do conhecimento na área de cogeração termoassistida por energia solar; constata-se que muitos desenvolvimentos metodológicos e de manufatura são ainda esperados neste campo do conhecimento, mormente por conta da necessidade de maior evolução tecnológica para a concretização de sistemas acionados com ejeção solar associados a sistemas de cogeração.

No próximo capítulo são discutidos os modelos empregados para a análise prospectiva de tecnologias em ciclos térmicos de geração em termos de projeto e operação, bem como a incorporação de custos ambientais à geração de energia e produção de resíduos.

<sup>63</sup> A unidade  $W_p$  (Watt-pico) é uma grandeza de potência utilizada para designar, em painéis fotovoltaicos, a produção máxima possível em condições padrão em função da intensidade de radiação, em especial, que é dependente da localização geográfica onde se encontra o equipamento.  $W_{p,DC}$  identifica o emprego de painel fotovoltaico com geração de eletricidade em corrente contínua (DC, Direct Current). Apesar de seu

uso corrente nesse domínio do conhecimento, o emprego de subscritos em unidades de medida não é prática abonada pelas normas técnicas brasileiras.

[64](#) Do ponto de vista da segunda lei da Termodinâmica relativizam-se tais valores, uma vez que o ciclo de compressão é acionado por potência elétrica ou mecânica, de maior qualidade exergética, e os ciclos de absorção e ejeção o são por potência térmica.

[65](#) Como em: <<http://www.csp-world.com/cspworldmap>>.

## 8

# VERTENTES METODOLÓGICAS PARA ANÁLISE DE NOVAS TECNOLOGIAS

*“O método é necessário para a investigação da verdade.”*

(Descartes)

## Introdução

A partir dos fundamentos anteriormente estabelecidos, devem ser considerados os modelos que neles se baseiam de modo a permitir que os sistemas energéticos em análise possam ser propostos e avaliados de forma adequada quanto ao atendimento dos níveis aceitos como razoáveis para a categoria de projeto a que se destinam.

Neste capítulo apresentam-se modelos de avaliação tecnológica que buscam viabilizar o emprego de novas tecnologias; os modelos de avaliação que serão aqui tratados dizem respeito àqueles que permitem analisar, em condições de incerteza, o espectro futuro de tecnologias que poderão vir a ser efetivamente implantadas, bem como são tratados os modelos que se destinam à seleção (síntese) de componentes correntes e prospectivos que

podem fazer parte de um sistema de geração de energia e os modelos que permitem a comparação entre tecnologias.

## **Modelos de substituição tecnológica**

De modo diverso a outros campos do conhecimento, as mudanças fundamentais na área energética ocorrem de modo lento; do ponto de vista das fontes primárias, por exemplo, a mudança da lenha pelo carvão, após seu largo emprego, marca o advento da máquina a vapor, do aço e das estradas de ferro na Revolução Industrial, em fins do século XIX, e a penetração do óleo e do gás se deu ao longo do século XX. Entretanto, há nichos tecnológicos no campo do conhecimento energético que se comportam de modo mais dinâmico, como o que diz respeito à evolução de tecnologias de uso final.

A análise de previsão de longo prazo para suprimento energético deve considerar o emprego de cenários [66](#) alternativos que estabeleçam panoramas futuros incertos. Para Gritsevskiy e Nakicenovic (2000), uma das mais importantes motivações de se desenvolverem estudos de avaliação tecnológica e incertezas em cenários de sistemas de suprimento energético é capturar as diferentes direções de possíveis mudanças tecnológicas que surgem como resultado de melhorias e trocas de tecnologias.

Os modelos de substituição tecnológica são importantes para a definição de políticas públicas que permitam sinalizar caminhos preferenciais assumidos pela sociedade, em direção, por exemplo, à implantação de atividades com características sustentáveis em detrimento de outras atividades. Para tanto, descrevem-se dois tipos de modelos: os modelos de baixo para cima (*bottom-up*) e os modelos de cima para baixo (*top-down*).

Segundo Rivers e Jaccard (2006), os modelos *bottom-up* descrevem tecnologias (correntes e prospectivas) em detalhes, mas falta um retrato realista de decisões microeconômicas por parte das empresas e

consumidores quando selecionam as tecnologias, ao mesmo tempo em que falham em não representar potenciais retroalimentações de equilíbrio macroeconômicas. Por sua vez, os modelos *top-down* abordam as questões de retroalimentação de equilíbrio macroeconômicas e permitem estimar parâmetros para mudanças tecnológicas a partir de observações da receptividade do mercado em assumi-las; no entanto, não são capazes de auxiliar os formuladores de políticas na avaliação das respostas do mercado futuro, já que as tendências do passado podem mudar com pesquisa e desenvolvimento, regulamentações, incentivos, mercados, dentre outros fatores. Por tais motivos, modelos híbridos têm sido propostos na literatura, alguns dos quais são brevemente apresentados a seguir.

Num trabalho de resgate histórico dos caminhos trilhados pela modelagem de substituição tecnológica, registram-se os artigos de Griliches (1957) e Mansfield (1961), que demonstraram que os parâmetros de difusão dependem de fatores econômicos (dentre outros, decerto) e o de Hausman (1979), pelo qual a modelagem energética passou a considerar os modelos logísticos para escolhas tecnológicas. Nesse mesmo campo metodológico, identificam-se também os trabalhos de Blackman Jr. (1971) e Fisher e Pry (1971).

Em geral, o processo de substituição pode ser bem modelado pelo emprego das curvas logísticas em formato de S (*S-shaped curves*), cujo comportamento pode ser assim explicado (Reddy, 1996): o processo de substituição se inicia de forma lenta até que sejam superados os problemas e as resistências iniciais, quando então o processo ocorre de forma mais rápida até que a competição entre a velha e a nova tecnologia se torne mais forte e a nova tecnologia se torna mais vantajosa, e finalmente esta se aproxima da saturação e inicia um processo de declínio, ao mesmo tempo em que outra tecnologia ganha aceitação, principalmente pelo fato de ser mais eficiente; é quando então o processo se reinicia (Figura 8.1).

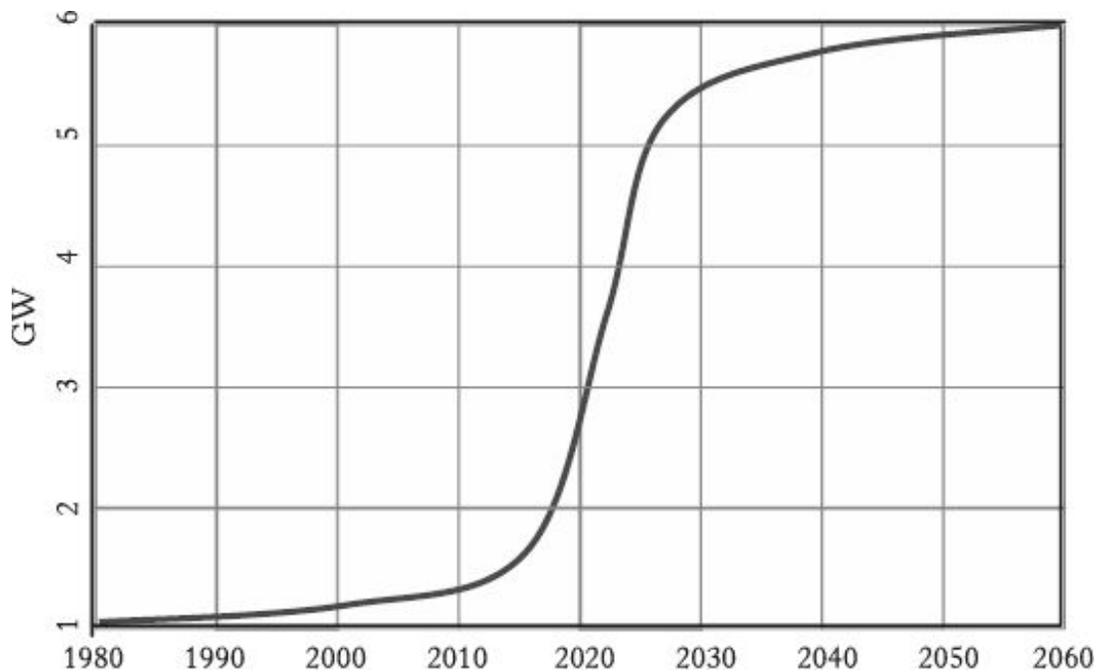


Figura 8.1 – Curva logística para modelagem de substituição tecnológica

Após uma fase de grandes investimentos iniciais em Pesquisa e Desenvolvimento e um mercado incipiente, o custo marginal <sup>67</sup> de dada tecnologia se reduz de modo sistemático; assim, quanto mais largamente adotada tal tecnologia, mais barata ela se torna, e pela redução das incertezas, menores riscos são associados à sua adoção; por sua vez, quanto mais uma tecnologia é empregada, tão mais ela tende a eliminar outras possibilidades de emprego de tecnologias concorrentes (Gritsevskiy; Nakicenovic, 2000).

Dois modelos que têm nas curvas logísticas suas bases para a avaliação comparativa de tecnologias competitivas são a seguir apresentados:

### **Modelo de Lotka-Volterra**

O modelo de Lotka-Volterra foi originalmente desenvolvido buscando descrever processos competitivos no campo biológico (modelo presa-predador); o desenvolvimento aqui apresentado é devido a Reddy (1996), que o considerou em seu estudo para a avaliação competitiva entre

energéticos empregados para cocção (lenha, querosene, eletricidade, dentre outras) através de seus correspondentes equipamentos.

A Tabela 8.1, resgatada da citada referência, ilustra a correspondência entre o modelo tradicional de Lotka-Volterra e o proposto no trabalho, assim como identifica as variáveis consideradas.

Tabela 8.1 – Comparação entre sistemas energéticos e biológicos (Reddy, 1996)

<b>Modelo de Lotka-Volterra</b>	<b>Modelo de substituição tecnológica</b>	<b>Terminologia</b>
população de presas	número de casas usando velha tecnologia	$x_1$
população de predadores	número de casas usando nova tecnologia	$x_2$
capacidade de deslocamento das presas	$n^o$ máximo de casas que podem usar velha tecnologia	$N_1$
capacidade de deslocamento dos predadores	$n^o$ máximo de casas que podem usar nova tecnologia	$N_2$
fração do crescimento de presas	taxa de aceitação da velha tecnologia	$k_1$
fração do crescimento de predadores	taxa de aceitação da nova tecnologia	$k_2$
fração de morte de presas	taxa de retirada da velha tecnologia	$d_1$
fração de morte de predadores	taxa de retirada da nova tecnologia	$d_2$
influência do predador sobre a presa	fator de interação entre nova e velha tecnologia	$b_1$
influência da presa sobre o predador	fator de interação entre velha e nova tecnologia	$b_2$
interação meio e tempo	interação meio e renda	$I$

No referido estudo, a variação de  $x_1$  e  $x_2$  ocorre em relação à renda ( $I$ ), ao invés de ter correlação com o tempo ( $t$ ), visto ser a primeira mais relevante para a decisão acerca do modelo de substituição tecnológica para comparação entre diferentes fogões. Suponha a variação de apenas duas tecnologias,  $T_1$  e  $T_2$ , admitindo-se que  $T_1$  já seja existente. O modelo mais simples a ser proposto é aquele em que a taxa de variação de  $x$  (seja  $x_1$  ou  $x_2$ ) depende apenas do estado corrente da tecnologia. A variação de  $x$  com a renda  $I$  é expressa pela equação (8.1).

$$\frac{dx}{dI} = \lambda x \Rightarrow x = Ae^{\lambda I} \quad (8.1)$$

Tal modelo pode ser melhorado assumindo-se que o sistema se estabiliza com o aumento da renda; a dependência entre  $\lambda$  e  $x$  pode ser modelada por uma função linear, assumindo para estabilidade do modelo que  $\lambda$  deve decrescer, ou seja,  $\lambda = \mu - \alpha x$ .

Desse modo, a manipulação da equação (8.1) leva à equação (8.2).

$$\frac{dx}{dI} = x(\mu - \alpha x) \Rightarrow x = \frac{A_\mu}{\alpha A + e^{-\mu I}} \quad (8.2)$$

Tal modelo representa um sistema que se inicia em um estado particular e estabiliza exponencialmente em outro estado, podendo ser empregado para a modelagem de sistemas competitivos; em geral, sistemas competitivos são modelados usando um conjunto simultâneo de equações, ou, em outras palavras,  $x_1$  e  $x_2$  são interdependentes. Assumindo que  $x_2$  influi em  $x_1$  por meio de uma dependência linear, então a relação entre  $\mu$  e  $x_2$ , na sua forma mais simples, é dada pela equação (8.3).

$$\mu = v - \beta^* x_2 \quad (8.3)$$

pelo que se pode chegar à equação (8.4), ou, de forma alternativa, por interpretação mais simples, às equações (8.5) e (8.6), com  $v = k_1 x_1$ ,  $\alpha = k_1$ ,  $\beta = \beta^* / k_1$ .

$$\frac{dx_1}{dI} = x_1(v - \alpha x_1 - \beta^* x_2) \quad (8.4)$$

$$\frac{dx_1}{dI} = k_1 x_1(N_1 - x_1 - \beta x_2) \quad (8.5)$$

$$\frac{dx_2}{dI} = k_2 x_2(N_2 - x_2 - \alpha x_1) \quad (8.6)$$

A solução analítica do caso geral para toda renda  $I$  não é possível de ser obtida para a solução do sistema de equações não lineares acopladas; no

entanto, para o caso especial em que  $\alpha = \beta = 1$ ,  $k_1 = k_2 = k$ , independente de  $I$ , sujeito a valores iniciais de estado dados por  $x_1(0) = x_1(I=0)$  e  $x_2(0) = x_2(I=0)$ , no qual  $N_1$  e  $N_2$  variam linearmente com  $I$  de acordo com as expressões  $N_1 = p_1 + q_1 I$  e  $N_2 = p_2 + q_2 I$ , em que  $p_1$ ,  $p_2$ ,  $q_1$  e  $q_2$  são constantes. Para a composição das equações apresentadas em (30), deduz-se a equação (8.7). Substituindo  $N_1$  e  $N_2$  e simplificando para posteriormente aplicar a integração, chega-se à equação (8.8), sendo as constantes  $C$ ,  $p$  e  $q$  obtidas por análise de regressão entre  $\ln(x_2/x_1)$  e  $I$ .

$$\frac{d}{dI} = (\ln x_2 - \ln x_1) = k(N_2 - N_1) \quad (8.7)$$

$$\ln\left(\frac{x_2}{x_1}\right) = C + pI + qI^2 \quad (8.8)$$

A Figura 8.2 ilustra o emprego da relação expressa pela equação (8.8) para comparar GLP ( $x_2$ ) e querosene ( $x_1$ ), observando-se que com aumento da renda  $I$  há aumento da substituição até uma (aparente) estabilidade a partir de \$ 600/mês/capita. O modelo pode ser generalizado para um número finito de tecnologias competitivas,  $S_i$ ,  $i=1, 2, \dots, M$ , sendo  $E_i$  cada uma das tecnologias e  $Z$  o meio pelo qual se dá a interação (equação 8.9).

$$\frac{dE_1}{dZ} = k_i(N_i E_i - \sum_{\substack{j=1 \\ j \neq 1}} \beta_{ij} E_j) E_i \quad (8.9)$$

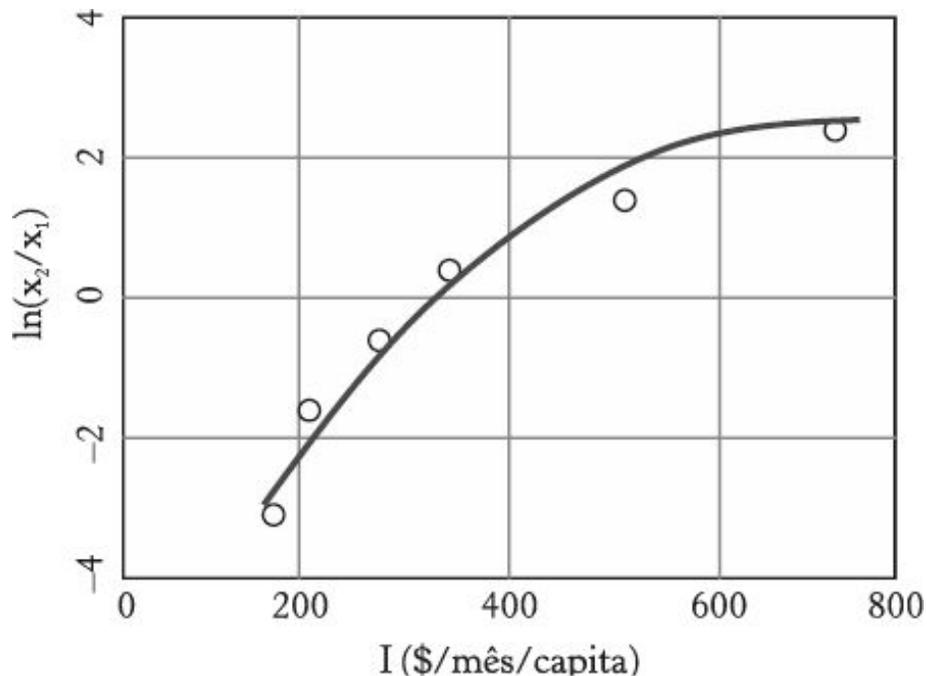


Figura 8.2 – Substituição entre GLP e querosene

Há que observar que o modelo representado pela equação (8.8) representa uma análise simplificada de um problema mais complexo, e que não deve ser extrapolada para outras situações similares. Trabalhos mais recentes empregando o modelo Lotka-Volterra têm sido apresentados para tratamento de temas envolvendo questões ambientais, demanda energética e política de integração de fontes renováveis de energia no mercado centralizado (Puliafito et al., 2008; Miah et al., 2012).

### Modelo de difusão

O modelo de difusão, desenvolvido em Decanio e Laitner (1997), é apresentado pelos autores como uma generalização do modelo de escolha tecnológica pela visão econométrica; de acordo com a visão econométrica, a participação de mercado  $S_i$  referente à tecnologia  $i$  é expressa pela equação (8.10).

$$(8.10)$$

$$S_i = \frac{e^{u_i}}{\sum_j e^{u_j}}, j = 1 \dots n$$

sendo  $u_i$  a função utilidade associada à escolha da tecnologia  $i$ , e o índice  $j$  varia sobre a faixa das  $n$  possíveis escolhas tecnológicas. Para simplificar a exposição, sejam apenas duas tecnologias, uma “nova” e outra “velha”. A tecnologia velha é estática no sentido de que nem o custo inicial de seus componentes, tampouco seus custos operacionais mudam ao longo do tempo; dessa forma, a equação (8.10) pode ser simplificada na forma da equação (8.11).

$$S_i = \frac{1}{1 + e^{-u_i}} \quad (8.11)$$

Se a função utilidade  $u_i$  é escrita como uma função do custo de investimento  $C_i$  e dos custos operacionais  $O_i$ , então um investimento que não altere a função utilidade será uma expressão do tipo  $du(C_i, O_i) = 0 = u_1 dC + u_2 dO_i$ . Um investidor será indiferente entre fazer um investimento ou postergá-lo se e somente se seu valor presente líquido (NPV) for zero (eq. 8.12).

$$NPV = 0 = dC_i + \sum_{t=1}^T \frac{dO_i}{(1+r)^t} \quad (8.12)$$

sendo  $T$  é o tempo de vida útil do projeto e  $r$  é uma taxa de juros adequada. Dessa forma, por manipulação algébrica das equações precedentes, obtém-se a equação (8.13).

$$\frac{u_1}{u_2} = \frac{r}{1 - (1+r)^{-T}} \quad (8.13)$$

Se a função utilidade tomar a forma linear mais simples (com  $-\beta_{oi}$  escolhida de modo a fazer com que a participação da tecnologia  $i$  corresponda à sua atual participação de mercado), isto é,  $u_i = \beta_{oi} - \beta_{1i} C_i - \beta_{2i} O_i$ , e se a vida útil do projeto for longa o bastante de modo que  $r = \beta_{1i} / \beta_{2i}$ , então se obtém a equação (8.14), com  $\beta_{oi}$ ,  $\beta_{1i}$  e  $\beta_{2i}$  estimados por análise econométrica com técnicas-padrão de análise de dados. [68](#)

$$S_i = \frac{1}{1 + e^{\beta_{oi} + \beta_{1i} C_i + \beta_{2i} O_i}} \quad (8.14)$$

Decanio e Laitner (1997) deduzem que a equação (8.14) corresponde a uma forma simplificada da função logística de difusão, sendo esta última tomada em sua forma mais simples; a adoção de tecnologias dentro de determinado panorama econômico pode ser comparada a uma epidemia, na qual a taxa de mudança da participação de certa tecnologia é proporcional à fração de organizações que já tenham adotado a nova tecnologia, a fração que não a adotou ainda (e que está suscetível à adoção) e a taxa de sua evolução (que depende de fatores econômicos, como os custos de investimento e operacionais). De modo formal, se  $S_i$  corresponde à participação da nova tecnologia  $i$ , então a taxa de evolução da nova tecnologia  $S_i$  ao longo do tempo é obtida pela equação (8.15), devendo-se esclarecer que em tal expressão a variável  $b_i$  não é ainda expressa em termos das variáveis econômicas das quais pode depender.

$$\frac{dS_i}{dt} = b_i S_i (1 - S_i) \quad (8.15)$$

A equação diferencial assim disposta tem sua solução na função logística padrão, em formato próximo da equação (8.14), mas expressa na equação (8.16) com as variáveis  $b_{oi}$  como sendo a constante de integração que torna  $S_i(0)$  igual à atual participação de mercado da tecnologia; se  $b_i$  depender de fatores econômicos, como os custos operacionais e de

investimento, passa a ser uma versão mais geral da função logística (3.13), cujo exemplo poderia ser a expressão da equação (8.17).

$$S_1 = \frac{1}{1 + e^{b_{oi} - b_i t}} \quad (8.16)$$

$$S_1 = \frac{1}{1 + e^{b_{oi} + b_{ii} C_i + b_{2i} O_i - b_{3i} t}} \quad (8.17)$$

Essa forma particular pode ser obtida da equação (8.7) caso se considere, para custos operacionais e de investimento em função do tempo,  $C_i(t) = C_i/t$  e  $O_i(t) = O_i/t$ , que em verdade são expressões adequadas para o tratamento da questão, visto que o conhecimento adquirido pelo emprego da tecnologia e as economias de escala tendem a declinar com o tempo. Uma expressão ainda menos restritiva seria obtida pela equação (8.18).

$$S_1 = \frac{1}{1 + e^{b_{oi} + b_{ii} C_i(t) + b_{2i} O_i(t) - b_{3i} t}} \quad (8.18)$$

Para Decanio e Laitner (1997, p.257), a discussão que aqui se apresentou de forma breve estabelece que “o uso de uma função logística incompleta, que inclui apenas custos de investimento e operacionais, levará a uma estimativa inferior acerca da penetração de mercado de uma nova e superior tecnologia, e que uma especificação logística mais geral que inclua um termo de tendência garantirá uma melhor previsão da penetração de mercado de tecnologias”. A difusão de novas tecnologias, como as tecnologias poupadoras de energia – completam tais autores – ocorre por uma variedade de razões, incluindo-se a transmissão de informações, o aumento da familiaridade com os produtos e a efetividade de custo das mesmas.

Uma última e interessante aplicação desse equacionamento se traduz em estimativas do tempo que deve levar para que certa tecnologia se desloque de uma particular participação no mercado para uma maior participação; a manipulação algébrica da expressão logística mostra que se a tecnologia

tem participação  $S_2$  no tempo  $t_2$  e participação  $S_1$  no tempo  $t_1$ , então se pode obter o intervalo de tempo para a variação da participação de uma tecnologia através da equação (8.19). Como exemplo de aplicação, assumindo-se taxa de difusão ( $b$ ) de 0,4 seriam necessários 11 anos para que uma tecnologia que dispõe de 10% do mercado alcance 90% de participação; com a mesma taxa de difusão, o tempo para que a tecnologia passe de 5% para 95% do mercado é de 14,7 anos. Tal como na equação (8.8), não se deve utilizar a equação (8.19) simplesmente extrapolando-a para situações similares.

$$t_2 - t_1 = \left( \frac{1}{b} \right) \ln \frac{\left( \frac{S_2}{1-S_2} \right)}{\left( \frac{S_1}{1-S_1} \right)} \quad (8.19)$$

Pillai e Banerjee (2009) ilustram o emprego de modelos de difusão para geração de energia a partir de fonte eólica e pequenas centrais hidrelétricas, bem como para o aquecimento de água por meio de energia solar, a partir de histórico de dados disponíveis para a Índia. Rao e Kishore (2010) apresentam uma revisão dos modelos de difusão aplicados às tecnologias de geração de energia a partir de fontes renováveis, alertando para sua importância no atual contexto em que os governos têm favorecido tais formas de energia através de políticas de incentivos e regulamentações.

## Modelos de síntese de tecnologias

Tanto as tecnologias correntes quanto as prospectivas devem ser consideradas para projetos de sistemas de conversão de energia. A alternativa à escolha pura e simples de dadas tecnologias, com base na opinião pessoal ou coletiva (uma equipe de projeto ou o conjunto dos

investidores, por exemplo), consiste em desenvolver uma plataforma de projeto, denominada superestrutura, que deve contemplar uma grande variedade de alternativas a serem consideradas quando da obtenção de uma solução às necessidades energéticas estabelecidas.

## **Modelos de superestruturas**

Diversas superestruturas têm sido apresentadas na literatura técnica visando estabelecer as condições de auxílio ao projeto e à operação de sistemas de conversão de energia. A proposta apresentada por Yokoyama et al. (2002) e reproduzida na Figura 8.3 ilustra a utilidade de uma superestrutura: na parte superior da ilustração dispõem-se em malha de fluxo as tecnologias contempladas (representada por blocos) em termos da compra de energia (elétrica, combustíveis, água, produtos químicos, outros), os sistemas de conversão de energia (tecnologias correntes como caldeiras, turbinas a vapor, compressores, motores de combustão interna, dentre outros, e tecnologias prospectivas, como os ciclos avançados discutidos nos capítulos precedentes) e as formas de uso da energia (elétrica, mecânica, aquecimento na forma de vapor saturado, vapor superaquecido, ar ou água quente, resfriamento na forma de ar ou água refrigerada, produtos químicos, água potável, dentre as possibilidades do que se denomina poligeração). Do ponto de vista da síntese de componentes para o projeto, blocos são selecionados ou não, o que se traduz em definir as formas de energia de entrada, as tecnologias de conversão e os usos da energia; uma vez definidos os componentes, do ponto de vista da operação define-se cada um dos elementos estabelecidos no projeto sendo ou não acionados ao longo do tempo.

Nas superestruturas, as informações referentes aos usos da energia são do conhecimento do projetista do sistema térmico, ou ao menos podem ser estimados com base em informações relativas aos processos que farão uso das formas de energia que se pretende gerar. Para a seleção de tecnologias

podem ser empregados modelos de otimização, os quais serão discutidos na sequência.

A aplicação do conceito de superestruturas em sistemas de geração de porte industrial tem sido o de maior recorrência na literatura. Chang e Hwang (1996) estabeleceram um modelo multiobjetivo baseado em técnica de programação por metas (*goal programming*), com estrutura linear inteira para a seleção de equipamentos da central de utilidades de uma indústria química.

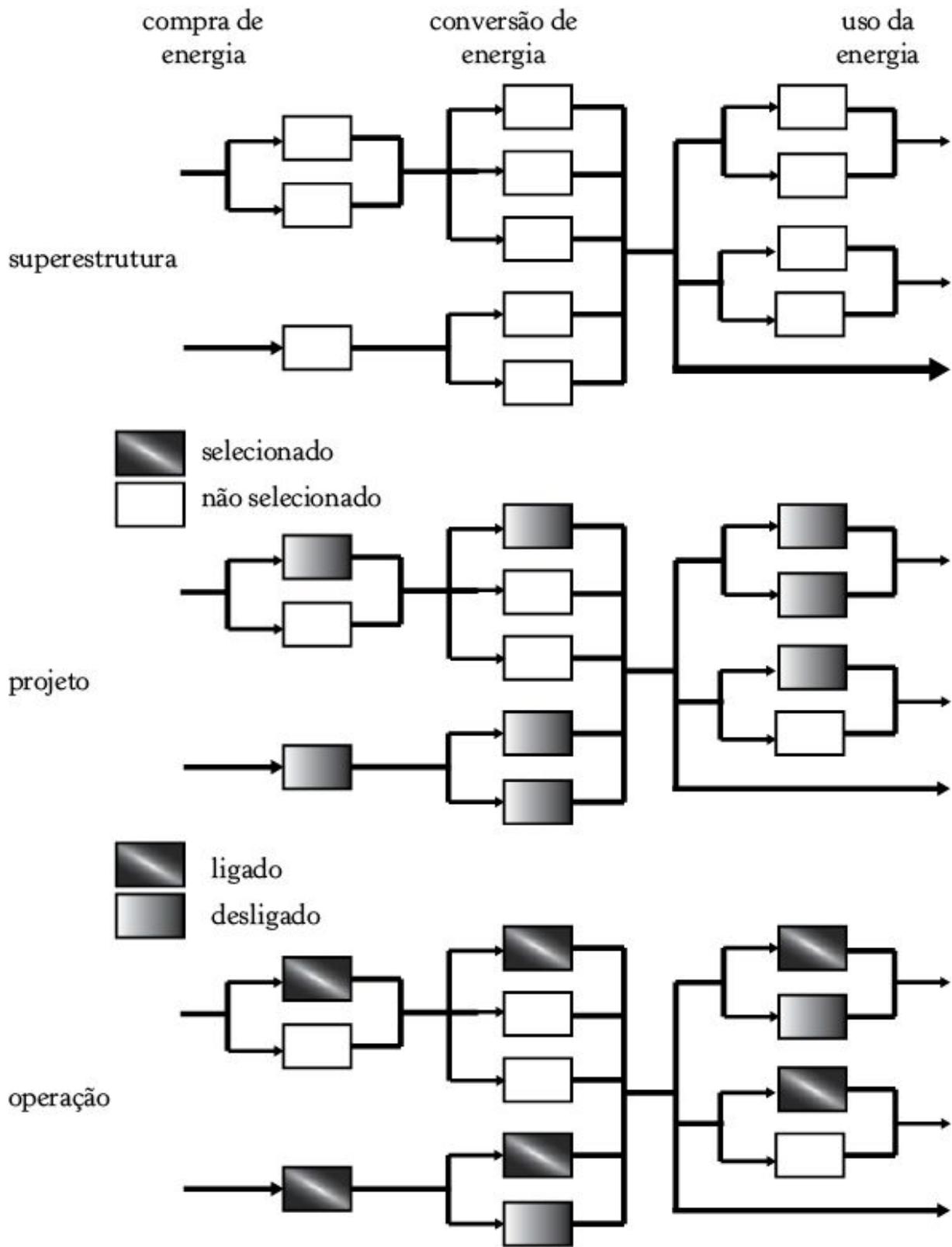


Figura 8.3 – ilustração de superestrutura proposta em Yokoyama et al. (2002)

Balestieri e Correia (1997) apresentam uma superestrutura em modelo multiobjetivo, baseado em técnica interativa com lógica de programação inteira associada a grafos generalizados que considera aspectos econômicos, ambientais, de eficiência exergética e confiabilidade de geração elétrica para aplicação em uma empresa do setor químico. A estrutura do modelo de otimização é linear, baseada em grafos generalizados, e o problema é resolvido em duas etapas, sendo a etapa inicial responsável pela definição do ciclo térmico principal com base em valores anuais e a etapa final dedicada à seleção dos equipamentos referentes ao ciclo escolhido com base em valores mensais. A Figura 8.4 ilustra a superestrutura proposta (na qual os blocos 3 a 8 representam caldeiras convencionais, 9 a 13 representam conjuntos a gás integrados a caldeiras de recuperação) e a solução obtida a partir das informações do uso da energia definidos para a unidade de processo.

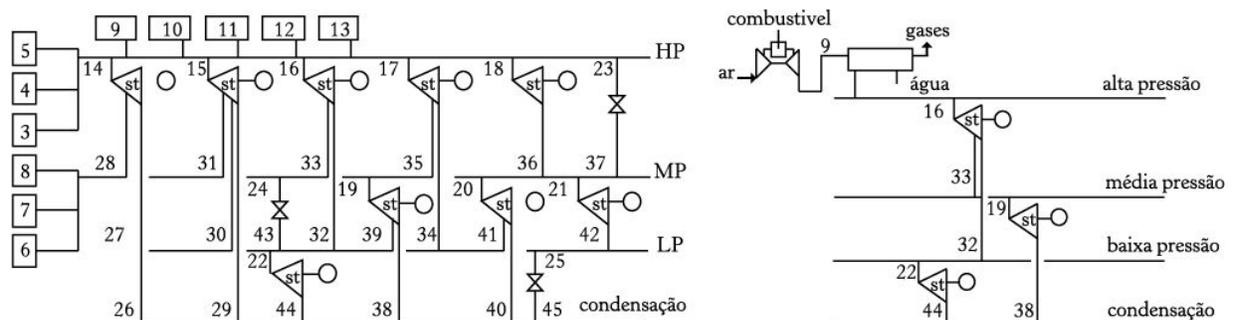


Figura 8.4 – Superestrutura e conceito final proposto em Balestieri e Correia (1997)

Os artigos de Mavromatis e Kokossis (1998a,b) agregam ao uso de superestrutura a proposta de analisar opções de troca térmica baseado na análise de integração de processos (*Pinch Analysis*). No caso em questão, a superestrutura considera caldeiras e turbinas a vapor com modelo de otimização linear inteiro para a formulação da seleção dos componentes. A proposta de Iyer e Grossmann (1998) discute o emprego de formulação linear inteira em superestrutura para aplicação industrial tanto para a seleção de componentes quanto para definir sua condição operacional (ligado/desligado) em múltiplos períodos de tempo.

Aguilar et al. (2005) discutem o conceito de superestrutura de projeto e operação com aplicação industrial no contexto da variação das quantidades envolvidas no uso da energia e dos preços do combustível empregado. Varbanov et al. (2005) desenvolvem análise utilizando superestrutura para uso industrial a partir do emprego de conjuntos a gás e caldeiras de recuperação, caldeiras convencionais e turbinas a vapor de contrapressão e condensação. A proposta dos autores seria considerar os custos de redução das emissões de CO<sub>2</sub> no processo de seleção de tecnologias. Aguilar et al. (2007a,b) apresentam um modelo de aplicação industrial em bases próximas às anteriormente discutidas para solução de problemas relativos à operação das instalações existentes, modificação de instalações existentes (*retrofit*) e o projeto de novas instalações de forma desacoplada do projeto existente.

Ainda em abordagem industrial, com aplicação para indústria química, Chen e Lin (2011) apresentam superestrutura baseada em modelo linear inteiro cujo diferencial é a otimização, dentre outros parâmetros, das pressões e temperaturas a serem consideradas nas linhas de alta, média e baixa pressão.

Do ponto de vista da aplicação no setor terciário, Lozano et al. (2009) apresentam uma proposta para o atendimento das necessidades energéticas de um hospital tomando por base um modelo linear inteiro que determina o tipo, o número e a capacidade dos equipamentos disponíveis na superestrutura, fundamentada em um sistema de trigeração (eletricidade, aquecimento e resfriamento de ambientes); restrições devidas a aspectos legais com relação à eletricidade entregue à rede da concessionária são consideradas, assim como a influência dos preços da energia na solução ótima obtida.

Amano et al. (2010) apresentam superestrutura baseada em modelo linear inteiro para um edifício comercial. O trabalho analisa ainda o impacto da cobrança de taxa pela emissão de CO<sub>2</sub> no planejamento do suprimento energético da edificação. Os equipamentos dispostos na superestrutura, e representados por letras nos blocos, são: caldeira (BS), sistema de refrigeração (CH), torre de resfriamento (CT), motor a gás (GE), sistema de refrigeração por absorção (GL), bomba de calor elétrica para tanque de

salmoura (HB), trocador de calor salmoura/água (HEB), trocador de calor água/água (HEH), trocador de calor vapor/água (HES), bomba de calor elétrica (HP), tanque de armazenamento de gelo (IHB), sistema de refrigeração por compressão (RE) e sistema de refrigeração por absorção acionado a gás (RG).

Expandindo o conceito de superestruturas para sistemas de poligeração, destaca-se o trabalho de Ferreira et al. (2010), que desenvolve uma superestrutura com múltiplas alternativas de cogeração e de tecnologias de dessalinização, de modo a atender às necessidades elétricas, de vapor de processo e água potável. O sistema de duplo propósito em estudo considera a possibilidade de emprego de fontes renováveis (biomassa *in natura* e gaseificada) e não renováveis (gás natural e óleo combustível) como forma de suprimento energético, sendo a escolha das tecnologias, a definição do número de equipamentos e a correspondente capacidade (potência) dos equipamentos realizada por modelo de otimização linear inteiro. A Figura 8.5 ilustra a superestrutura sugerida.

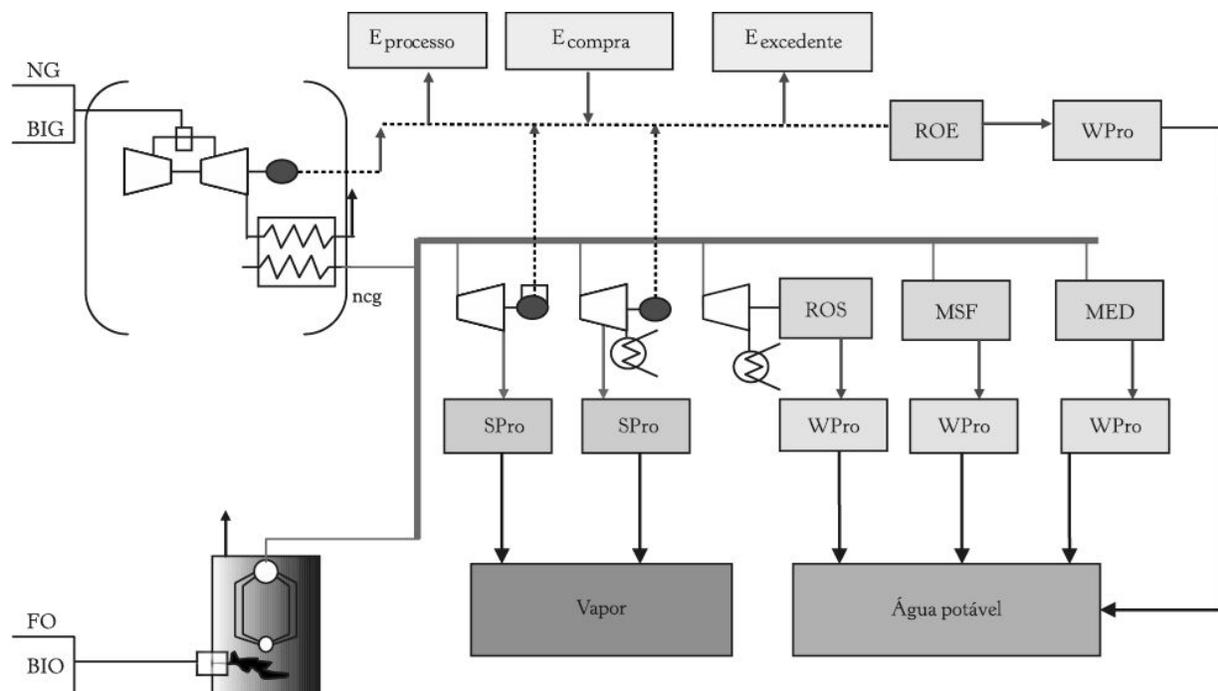


Figura 8.5 – superestrutura de poligeração proposta em Ferreira et al. (2010)

Outra proposta de superestrutura baseada em modelo de otimização linear inteiro para sistema de poligeração é apresentado por Rubio-Maya et al. (2011). Nessa proposta, a síntese de equipamentos que irá definir o projeto do sistema de poligeração é realizada com base em considerações econômicas e ambientais a partir de informações médias mensais sobre o uso da energia; na segunda etapa são incluídos valores horários e sistemas de armazenamento térmico. O sistema de poligeração proposto produz simultaneamente eletricidade, aquecimento, resfriamento e água potável.

### **Modelos baseados em inteligência aplicada**

É importante destacar a presença das novas técnicas de solução matemática para a seleção de componentes em ciclos térmicos de cogeração. Os sistemas baseados em inteligência artificial, raciocínio baseado em casos e algoritmos genéticos, têm sido propostos para solução de problemas de síntese de componentes.

Matelli et al. (2009) propõem um modelo baseado em sistema especialista para auxiliar as fases de projeto conceitual e preliminar de centrais de cogeração baseadas na queima de gás natural, considerando o uso de eletricidade e vapor saturado como requisitos do projeto. Uma exposição mais voltada à aplicação do modelo é apresentada em Matelli et al. (2011), na qual a técnica de inteligência artificial empregada é detalhada e apresentada no contexto de uma aplicação.

Uma apresentação mais detalhada do modelo proposto pode ser acessada em Matelli (2008), no qual são desenvolvidos dois protótipos de sistemas computacionais inteligentes, baseados nas técnicas de Sistemas Especialistas (SE) e Raciocínio Baseado em Casos (RBC), respectivamente, e para o qual o autor estabelece que os protótipos apresentam características voltadas à explicação da solução (no protótipo SE) e ao aprendizado da solução a partir da própria experiência (no protótipo RBC). A Figura 8.6 ilustra o controle do fluxo de informações dos protótipos SE e RBC.

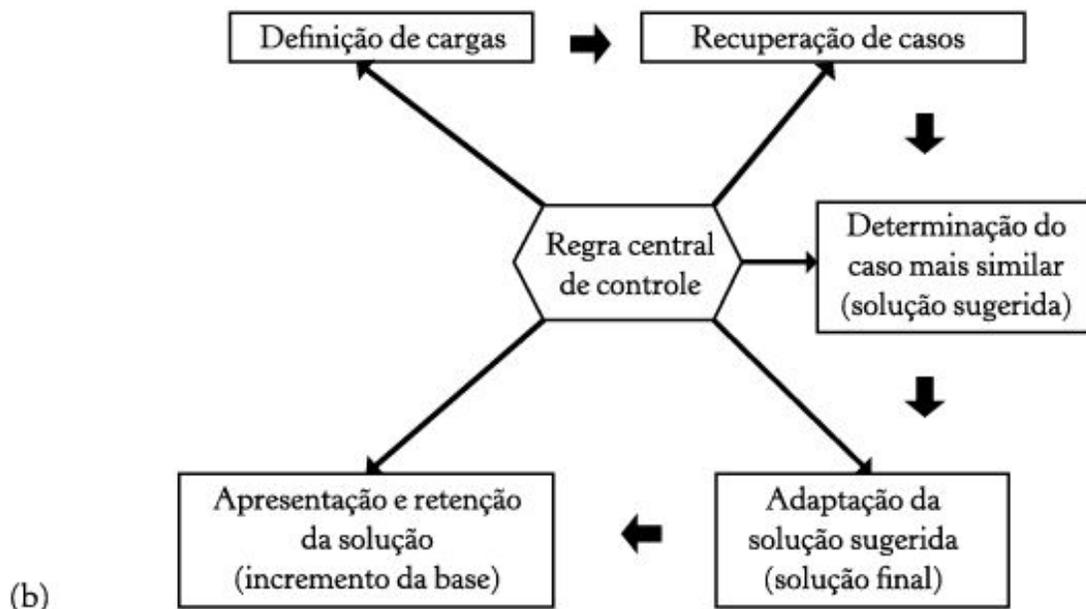
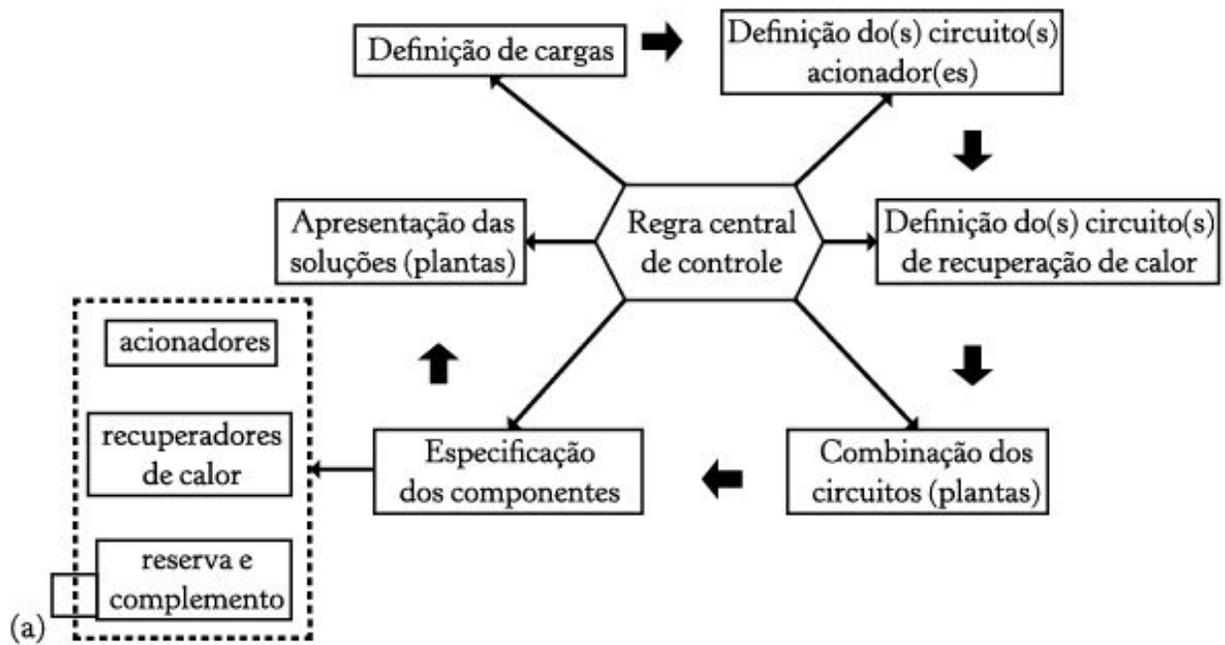


Figura 8.6 – Controle do fluxo de informações dos protótipos (a) SE e (b) RBC  
 Fonte: Matelli (2008).

Como comentado em Matelli (2008), os sistemas propostos alcançam a geração de mais de uma solução para um mesmo conjunto de requerimentos de projeto; no caso do protótipo SE, observa-se a habilidade de explicar e descrever diferentes soluções; no caso do protótipo RBC, observa-se a habilidade do sistema em aprender a partir de sua própria experiência, isto

é, reter soluções em uma base de casos para futura referência; em SE o que se deseja validar é a consistência da base de conhecimento através da avaliação de algumas soluções, já que é virtualmente impossível examinar todas as possíveis soluções geradas por um SE, ao passo que em RBC cada solução gerada a partir da recuperação de um caso deve ser validada e, caso seja satisfatória, ser retida na base de casos para uso futuro.

A proposta de Koch et al. (2007) para otimização de ciclos combinados emprega algoritmos evolucionários, o que inclui algoritmos genéticos e estratégias de evolução, dentre outros; os objetivos do estudo são combinar o algoritmo evolucionário com um programa de simulação de centrais termelétricas comercial e otimizar as unidades de ciclo combinado do ponto de vista econômico e termodinâmico. Wang et al. (2010) estruturaram um modelo de cogeração para atendimento de necessidades elétrica, aquecimento e resfriamento a partir do emprego de algoritmos genéticos. A função objetivo estabelecida pelos autores leva em conta aspectos econômicos, ambientais e tecnológicos, que são ponderados por pesos admitidos iguais para efeito da análise.

## **Modelos de avaliação comparativa de tecnologias**

A avaliação comparativa de tecnologias para o estabelecimento de um ranking entre tecnologias, em cenário prospectivo pautado em incertezas diversas, e que deve contemplar a inclusão de novas vertentes tecnológicas, está geralmente baseada na competição entre o conjunto de sistemas considerados e deve ser feita de modo a possibilitar a substituição entre elas, isto é, em princípio não devem existir nichos ou reservas para determinadas tecnologias. A literatura técnica registra modelos que se baseiam na relação retorno/risco do empreendimento, na avaliação ambiental em toda a existência da instalação ou com base na comparação do potencial de causar maior ou menor impacto ambiental.

## **Modelo de portfólio**

A análise baseada em “carteira de ações”, ou portfólio, quando aplicada no contexto da análise de sistemas energéticos, consiste em estabelecer um ranking de alternativas, de acordo com um critério preestabelecido, de modo a que se dê a conhecer a sequência e a capacidade desejável para a instalação de cada uma das propostas de geração de energia. A teoria de portfólio está relacionada à combinação de risco e benefício de um conjunto de tecnologias; as técnicas de seleção de portfólio baseadas em teorias de variância média foram desenvolvidas na década de 1950 para permitir aos investidores criarem carteiras de investimentos ótimas (ou eficientes) com níveis de risco conhecidos.

Para Awerbuch (2000), portfólios financeiros são largamente utilizados por investidores para gerenciar o risco e maximizar o desempenho sob uma variedade de resultados econômicos imprevisíveis, e assim, de modo similar, é importante conceber a geração elétrica não em termos do custo de certa tecnologia hoje, mas em termos do seu custo de portfólio. Num certo momento, algumas alternativas do portfólio podem apresentar custos elevados enquanto outras podem contar com custos menores, e ainda sobre a escala de tempo, a combinação adequada de alternativas serve para minimizar o custo geral de geração relativamente ao risco.

De acordo com Ghasemzadeh e Archer (2000), um projeto de seleção de portfólio seria uma atividade periódica envolvida na seleção de uma carteira de projetos de modo a permitir que sejam alcançados os objetivos de uma organização sem que se excedam os recursos disponíveis, ou ainda que sejam violadas outras restrições; alguns dos temas que podem ser associados a esse processo são os objetivos das organizações e prioridades, benefícios financeiros e intangíveis, disponibilidade de recursos e nível de risco da carteira de projetos.

Traduzindo numa linguagem menos formal, a teoria do portfólio aplicada à análise de sistemas energéticos poderia ser identificada como um modelo de otimização que discrimina as capacidades (e/ou quantidades) de cada um dos componentes a serem empregados no projeto; para isso, o

modelo incorpora uma função de risco, estimada de diversos modos, mas em especial por meio de variância estatística, pela qual se identificam e se apresentam, em ordem de maior para menor atratividade, as alternativas que possam concorrer para a entrada nos sistemas de expansão da geração. Xia et al. (2000) atribuem a Markowitz, na década de 1950, a proposição original do problema de seleção de portfólio; de acordo com tal artigo, o problema de portfólio no contexto de variância média pode ser descrito pelo modelo de otimização dado pela equação (8.20). O retorno esperado e o risco do portfólio são, respectivamente, dados pelas equações (8.21) e (8.22), respectivamente.

$$\text{Max } (1-w) \sum_{i=1}^n R_i x_i - w \sum_{i=1}^n \sum_{j=i}^n \sigma_{ij} x_i x_j$$

sujeito a:

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1$$

$$x_i \geq 0, \quad i = 1, \dots, n$$

sendo:

N: número de alternativas consideradas;

$x_i$  : proporção investida no componente  $i$ ;

$R_i$  : retorno esperado do componente  $i$ ;

$\sigma_{ij}$  : covariância dos retornos esperados nos componentes  $i$  e  $j$ ;

W: fator de aversão ao risco do investidor ( $0 \leq w \leq 1$ ).

$$R_p = \sum_{i=1}^n R_i x_i$$

$$\sigma_p^2 = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \sigma_{ij} x_i x_j$$

Quanto maior o valor de  $w$ , maior a aversão ao risco do investidor; quando  $w=1$ , o investidor será bastante conservador porque nesse caso apenas o risco do investimento (representado pela segunda parcela da

função objetivo) é considerado, e nenhuma atenção é dada aos retornos do investimento. Ao contrário, se  $w=0$ , o investidor é bastante agressivo para perseguir os retornos do investimento, ignorando os riscos existentes.

Os dados de entrada do problema de maximização identificado em (8.20) são os retornos esperados de cada componente e a matriz de variância-covariância dos retornos esperados em um portfólio; Xia et al. (2000) propõem, para tanto, o emprego de três diferentes técnicas, sendo a primeira delas a observação dos dados históricos, a segunda a consideração de modelo de índices estatísticos para captar as influências do mercado e a terceira o emprego de modelo multi-índices para também considerar influências externas ao mercado.

A título de ilustração, o artigo de Balachandra e Shekar (2001) apresenta uma análise de portfólio pela qual são comparadas diferentes tecnologias de iluminação, dispondo-se para tanto de dez diferentes opções, considerando-se lâmpadas incandescente de bulbo (de 40 W, 60 W e 100 W), fluorescente tubular (de 18 W, 20 W, 36 W e 40 W) e fluorescente compacta (de 9 W, 12 W e 15 W). Um modelo misto linear-inteiro foi desenvolvido para definir a seleção ótima entre as alternativas, considerando-se a viabilidade técnica e econômica. A viabilidade econômica foi incorporada ao modelo através dos retornos financeiros que poderiam ser obtidos pela troca mais eficiente entre as alternativas; a viabilidade técnica foi alcançada em termos dos níveis de iluminação demandados e do potencial de determinada alternativa prover tal nível de iluminação.

Westner e Madlener (2010) apresentam um modelo de portfólio para analisar o perfil de retorno e risco de tecnologias selecionadas de cogeração em diferentes países. As tecnologias consideradas foram ciclos combinados com conjuntos a gás e com motores de combustão interna; quatro mecanismos empregados nos quatro maiores países europeus foram analisados: a política de tarifas (*feed-in*) da Alemanha, os certificados de eficiência energética da Itália, os benefícios através de redução de taxas no Reino Unido e a obrigação de compra de energia cogerada na França. Os resultados demonstraram que os retornos em cogeração diferem de modo significativo dependendo do país, do mecanismo considerado e da

tecnologia de cogeração. De modo geral, concluíram que a diversificação regional de investimentos em cogeração com ciclo combinado por conjuntos a gás é menos significativo na perspectiva de retorno-risco que a diversificação regional por cogeração com motores de combustão interna.

O modelo de portfólio é utilizado por Arnesano et al. (2012) para analisar o planejamento energético italiano. O modelo Black-Litterman, que estende a teoria de Markowitz, foi empregado para analisar diversos cenários, nos quais fontes de energia renovável, sustentabilidade ambiental, custo e redução de riscos são considerados.

### **Modelo de análise de ciclo de vida**

A análise de ciclo de vida (LCA, Life Cycle Analysis) é hoje uma das técnicas mais exploradas no contexto de estudos ambientais; de acordo com Azapagic e Clift (1999a), a análise de ciclo de vida representa uma aplicação da análise de sistemas a problemas de gerenciamento ambiental. Azapagic e Clift (1999b) definem a análise de ciclo de vida como um método para definir e reduzir os problemas ambientais de um produto, processo ou atividade pela identificação e quantificação da energia, da movimentação de materiais e descargas de resíduos, acessando os impactos dos resíduos no ambiente e avaliando oportunidades para melhorias ambientais sobre todo o seu ciclo de vida.

A apresentação do modelo LCA no contexto da análise de estruturas empregadas para avaliação comparativa de tecnologias se explica pelo fato de contemplar toda a existência de um processo, produto ou atividade, desde a sua origem até sua disposição final (*“from cradle to grave”*, ou do berço à sepultura). Desse modo, uma vez definidos os contornos do sistema (onde inicia e onde termina a análise), podem-se comparar diferentes soluções para um mesmo problema sob a mesma métrica. Os principais estágios da LCA são regidos pela norma ISO 14040 [69](#) (Azapagic; Clift, 1995):

- *definição e escopo de metas* : no qual os contornos do sistema a ser analisado são definidos;
- *inventário do uso de energia e materiais* , bem como emissões e resíduos sólidos, conhecidos coletivamente como “descargas”;
- *avaliação de impactos* , que compreende a *classificação* , pela qual as descargas são agregadas em um número menor de impactos ambientais; a *caracterização* , pela qual os impactos ambientais potenciais são quantificados; a *avaliação* , pela qual os impactos ambientais são reduzidos a uma só medida de desempenho ambiental.
- *interpretação* (ou avaliação de melhorias) das atividades necessárias para reduzir os impactos ambientais.

A Figura 8.7 ilustra o fluxo de elementos pertinentes ao ciclo de vida de um produto; enquanto a engenharia de processos encontra-se relacionada ao contorno 1, a LCA considera a cadeia de suprimento de materiais e energia; fluxos que entram no sistema, nele existem ou deixam o sistema incluem recursos e emissões de materiais e energia para o ar, água e terra, sendo comumente referidos como descargas ambientais e que resultam de atividades de extração de matérias primas, transporte, produção, uso e disposição de resíduos de um produto ou processo. Os efeitos potenciais de descargas ambientais normalmente englobam aquecimento global, acidificação, destruição da camada de ozônio, dentre outros.

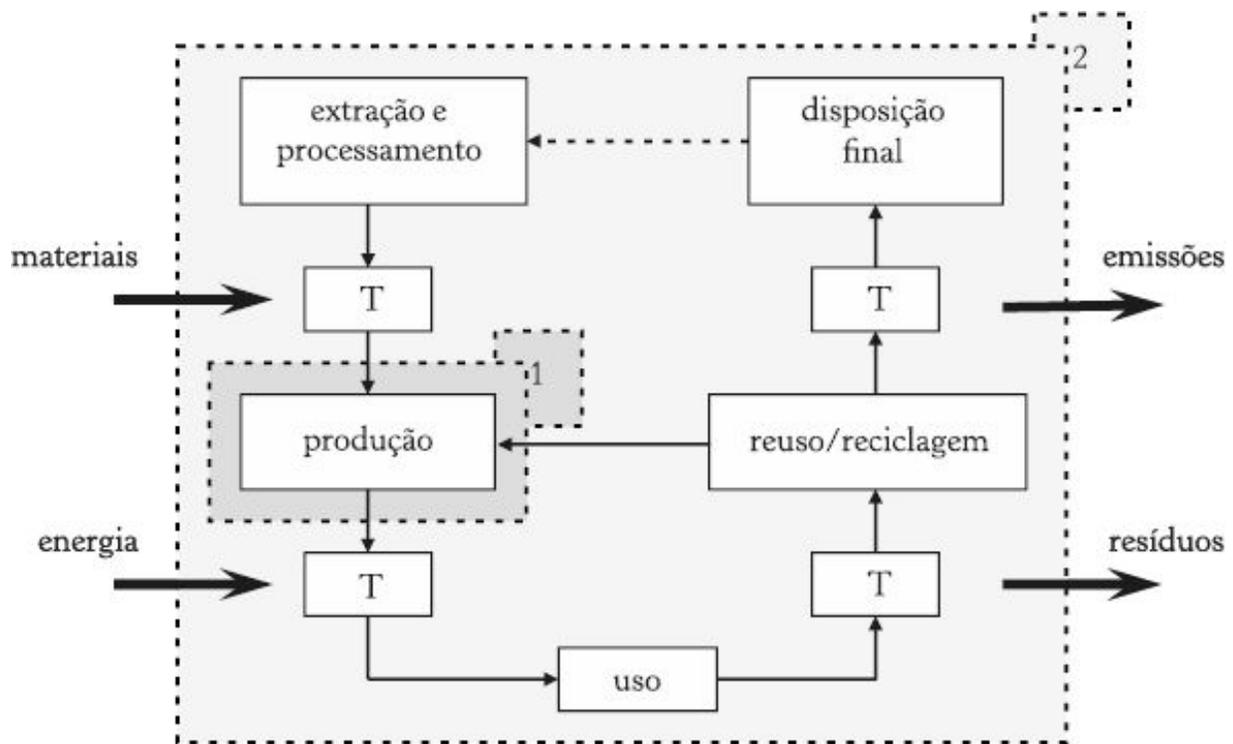


Figura 8.7 – Estágios do ciclo de vida de um produto

Nota: T = transporte; contorno 1 = análise de processo; contorno 2 = avaliação da vida do produto.

Fonte: Azapagic; Clift (1995).

Apresentam-se, dessa forma, algumas propostas alternativas que se encontram na literatura; alguns trabalhos apresentam proposta voltada para uma abordagem de programação matemática, seja ela linear (Azapagic; Clift, 1995) ou um modelo mais completo, envolvendo programação multiobjetivo para otimização do conflito entre os objetivos econômico e ambiental (Azapagic; Clift, 1999a,b), com modelo multicritério para auxiliar a tomada de decisão.

Otoma et al. (1997) desenvolvem análise de ciclo de vida para uma central termelétrica que incinera resíduos sólidos, decorrentes de coleta urbana, comparativamente à geração térmica convencional, com avaliação energética e de balanço de CO<sub>2</sub>. Do ponto de vista energético, os resultados alcançados com o método LCA permitiram verificar que quando a geração de energia com resíduo sólido urbano é concebida como um meio de recuperação térmica, a potência gerada é 78,7 vezes superior àquela necessária para uma central de geração, demonstrando que essa tecnologia é

altamente efetiva para a recuperação térmica; quando a geração de energia com resíduo sólido urbano é concebida como um meio de produção de energia, a potência gerada é 9,5 vezes superior àquela necessária para a construção e operação da unidade de incineração, demonstrando que essa tecnologia é efetiva para a produção de energia.

Do ponto de vista ambiental, a análise revelou que quando a geração de energia com resíduo sólido urbano é concebida como um meio de recuperação térmica, a emissão de CO<sub>2</sub> é reduzida em 45,3 vezes àquela requerida por uma central de geração, o que a torna efetiva na forma de redução das emissões de CO<sub>2</sub> ; quando a geração de energia com resíduo sólido urbano é concebida como um meio de produção de energia, a emissão de CO<sub>2</sub> é reduzida em 4,1 vezes àquela requerida para a construção e operação da unidade de incineração, o que a torna efetiva na forma de redução das emissões de CO<sub>2</sub> . Como resultados adicionais, revelaram que o balanço de energia de uma central térmica com resíduos sólido urbano é aproximadamente o mesmo de uma central térmica convencional a óleo ou a gás e, desse modo, mesmo quando a eficiência de geração é baixa, a central de geração com resíduo sólido urbano é uma forma efetiva de recuperação térmica e redução das emissões de CO<sub>2</sub> .

Varun et al. (2009) demonstram através da análise LCA que as emissões de CO<sub>2</sub> decorrentes de fontes renováveis de energia não são nulas, como é geralmente assumido quando se avaliam créditos de carbono, embora nas mesmas bases seus valores sejam significativamente menores – enquanto um sistema convencional de geração de energia a carvão emite 975,3 g/kWh, um sistema de geração de energia baseado em biomassa emitiria CO<sub>2</sub> um valor na faixa entre 35 e 178 g/kWh.

A proposta de Carvalho et al. (2012) de desenvolver uma modelagem que incorpora a análise LCA à análise termoeconômica em um sistema de cogeração que produz eletricidade, aquecimento e resfriamento e em um sistema convencional de geração de energia a carvão permitiu aos autores observar uma redução significativa na emissão de CO<sub>2</sub> na atmosfera para a tecnologia de geração combinada.

## **Modelo de penalidade exergetica**

Embora existam diversas propostas metodológicas atualmente em discussão acerca do cálculo das externalidades, aquelas de base exergetica representam um avanço comparativo, uma vez que levam em conta as perdas termodinâmicas existentes no processo de conversão da energia. Além disso, observa-se que há uma tendência em taxar a emissão de CO<sub>2</sub> com base no combustível empregado como forma de internalizar o custo do CO<sub>2</sub> emitido no ambiente; porém, com a taxa sendo aplicada diretamente no combustível empregado, não é analisada a eficiência das centrais de geração de energia.

Para que as centrais térmicas sejam mais eficientes faz-se necessário que a eficiência de geração também entre no cálculo da taxa; dessa forma, seriam punidas não apenas pela simples utilização de um determinado combustível, mas também seria considerado o quão eficiente as mesmas são, minimizando, dessa forma, o consumo de combustível e a energia térmica que delas é rejeitada.

Para Traverso et al. (2003), há duas abordagens principais pelas quais é possível lidar com a questão do aquecimento global: a linha política e a linha econômica; a primeira “força”, a segunda “sugere” e faz que sistemas energéticos de baixa emissão de CO<sub>2</sub> se tornem mais competitivos que as soluções convencionais.

A possibilidade de utilização do conceito de exergia destruída no sistema e a exergia rejeitada para o meio ambiente é discutido por Santarelli (1998) e Santarelli et al. (1999), nos quais se encontra o conceito associado à ineficiência da unidade, sendo por tais motivos aqui apresentados os pontos principais do cálculo da taxa de emissão de carbono (CET, Carbon Exergy Tax) proposto pelos mesmos. O cálculo da CET é baseado no conceito da utilização eficiente dos recursos exergeticos ligados às ineficiências termodinâmicas da unidade. A proposta da aplicação da Penalidade por Ineficiência ( $P_e$ ) e o Índice de Emissão de CO<sub>2</sub> ( $I^*_{CO_2}$ ) tem

como objetivo favorecer a redução de ineficiências do sistema de geração de energia (Massardo et al., 2003).

Sobre o conceito de exergia e do CET como ferramenta de política energética há outro ponto a ser observado. Como a emissão de CO<sub>2</sub> está associada à eficiência termodinâmica da unidade, a mesma pode ser utilizada como meio de promoção de projetos de alta eficiência de unidades convencionais e a disseminação de tecnologias avançadas, que enfrentam dificuldades no mercado devido aos altos investimentos necessários. Em um sistema de geração de energia, pode ser aplicado o balanço econômico expresso na equação 8.23.

$$C_F + Z = C_p + C_{BP} \quad (8.23)$$

Com a inclusão dos custos devido às emissões de CO<sub>2</sub>, a equação (8.23) pode ser alterado segundo a equação (8.24).

$$C_F + Z = C_{CO_2} = C_p + C_{BP} \quad (8.24)$$

O objetivo do procedimento analítico para a determinação do CET é encontrar o custo de emissão de CO<sub>2</sub> com base em considerações termoeconômicas (Borchiellini et al., 2000a; Massardo et al., 2000), em conceitos termodinâmicos e também em custos econômicos dos combustíveis determinados pelo mercado. O custo da emissão está diretamente relacionado às ineficiências de operação da unidade de geração, que é responsável por um aumento nas emissões de poluentes.

Os elementos que compõem o custo da emissão de CO<sub>2</sub> são definidos na sequência:

- *Custo da exergia destruída* : o custo da exergia destruída é determinado com base na equação (8.25), na qual  $c_{irr,i}$  é a penalidade de ineficiência unitária de uma irreversibilidade produzida por um componente  $i$  da unidade e é calculada pelo produto do custo econômico do combustível do sistema e do custo exergético unitário

( $k^*$ , na expressão proposta por Lozano e Valero, 1993) do fluxo de entrada exergetico do mesmo componente.

$$C_{\text{irr}}(\mathbf{x}) = \sum_{i=1}^{\text{NC}} c_{\text{irr},i} [B_e(\mathbf{x}) - B_0(\mathbf{x})]_i = \sum_{i=1}^{\text{NC}} c_{\text{irr},i} B_{\text{irr},i} \quad (8.25)$$

com  $C_{\text{irr}} = C_F k^*_{e,i}$ , sendo  $k^*$  os fluxos determinados a partir do modelo do Método do Custo Exergetico (Lozano, 1993).

- *Custo da exergia residual* : esse termo está relacionado à exergia rejeitada do sistema para o meio ambiente contendo as emissões poluentes. Este termo é citado em Santarelli (1998) e Santarelli et al. (1999). O índice de ineficiência  $c_{w,i}$  está relacionado ao custo da exergia residual, em outros termos, à exergia dos gases de exaustão, proposto por Bejan et al. (1996) e Kotas (1985). Este custo é considerado um produto em potencial que é rejeitado, conforme equações (8.26) e (8.27).

$$C_w(\mathbf{x}) = \sum_{i=1}^{\text{NC}} c_{w,i} B_{w,i} \quad (8.26)$$

$$c_w = c_F k^*_p(\mathbf{x}) \quad (8.27)$$

O custo da exergia destruída e o custo da exergia residual da central de cogeração determinam o conceito de Penalidade por Ineficiência ( $P_e$ ). As equações (8.28) e (8.29) definem este conceito.

$$\Pi_e(\mathbf{x}) = f_c \{C_{\text{irr}}(\mathbf{x}) + C_w(\mathbf{x})\} \quad (8.28)$$

$$\Pi_e(\mathbf{x}) = f_c c_F \sum_{i=1}^{\text{NC}} (k^*_{e,i} B_{\text{irr},i} + k^*_p B_{w,i}) = f_c c_F k^*_L B_L \quad (8.29)$$

- *Índice de emissão do  $\text{CO}_2$*  : representa o montante de  $\text{CO}_2$  emitido pela unidade de geração e está relacionado com sua produção de

exergia. Esse índice é calculado comparando-se a efetividade no meio ambiente com a produção exergética através da equação (8.30).

$$I_C^* = \frac{G_{CO_2}}{B_p I_0} = \frac{\alpha[C]G_F}{[B_F - (B_{irr} + B_w)]I_0} = \frac{\alpha[C]}{PCI_\epsilon I_0} = \frac{\kappa}{\epsilon I_0} \quad (8.30)$$

na qual  $I^*_c$  é a imposição de um número não-dimensional, tendo como referência o Índice de Emissão do  $CO_2$  ( $I_0$ ) em  $kgCO_2 /kWh$ . A expressão acima pode ser desenvolvida, resultando na expressão (8.31).

$$I_C^* = \frac{\alpha[C]G_F}{[B_F - (B_{irr} + B_w)]I_0} \quad (8.31)$$

$$= \frac{\alpha[C]G_F}{PCI \cdot G_F - [\sum_{i=1}^{NC} (B_e - B_0)_i + \sum_{i=1}^{NC} B_{w,i}]} I_0$$

A relação de  $I^*_c$  representa a emissão de  $CO_2$  e também a ineficiente utilização das fontes de energia, essas sendo expressas por  $(B_{irr} + B_w)$ ; quanto maior o valor de  $I^*_c$ , maior o impacto ambiental na central de cogeração devido ao  $CO_2$  emitido. Encontrada a penalidade por ineficiência e o índice de emissão de  $CO_2$ , determina-se o custo de emissão de  $CO_2$  e o CET.

Com base nas relações anteriormente apresentadas, podem ser obtidos os índices termoeconômicos pretendidos para a análise de penalidade por emissão de  $CO_2$  ponderado pela ineficiência tecnológica e das fontes energéticas.

- *Cálculo do Custo de Emissão de  $CO_2$*  : o índice de emissão de  $CO_2$  é usado juntamente com a penalidade de ineficiência a fim de se determinar a taxa imposta na unidade devido à emissão de  $CO_2$ , conforme equação (8.32).

$$C_{CO_2} = I^*_C \Pi_\varepsilon = I^*_C f_C c_F k^*_L (B_{irr} + B_w) = I^*_C f_C c_F k^*_L B_L \quad (8.32)$$

A equação (8.32) é desenvolvida em Borchellini et al. (2000a,b), resultando na equação (8.33).

$$C_{CO_2} = \frac{\alpha[C]G_F}{I_0 \cdot PCI \cdot G_F - \left[ \sum_{i=1}^{NC} [B_e - B_0]_i + \sum_{i=1}^{NC} B_{w,i} \right] I_0} \quad (8.33)$$

$$= f_C \left[ \sum_{i=1}^{NC} c_{irr,i} [B_e - B_0]_i + \sum_{i=1}^{NC} c_{w,i} B_{w,i} \right]$$

Para uma análise preliminar, da equação (8.33) pode ser extraída a equação (8.34).

$$C_{CO_2} = \frac{[C]G_F (B_{irr} + B_w)}{PCI \cdot G_F - (B_{irr} + B_w)} \quad (8.34)$$

A partir da equação (8.34) podem ser feitas as seguintes considerações:

- *relação com a eficiência da unidade* : se o valor de  $B_{irr} + B_w$  aumenta, o custo de emissão do  $CO_2$  aumentará; se o fluxo de massa de combustível, e  $B_{irr} + B_w$  é constante, aumentando a produção de energia, o custo de emissão do  $CO_2$  diminui porque, nesse caso, a eficiência da unidade aumenta;
- *relação com a qualidade do combustível* : se a porcentagem de massa de carbono no combustível aumenta, o custo aumenta; se o PCI aumenta, o custo diminui.
- *Cálculo do CET (Taxa de Emissão de Carbono)* : O conceito de CET é o custo resultante por tonelada e  $CO_2$  emitido. A equação (8.35) determina esse valor:

$$(8.35)$$

$$\begin{aligned} \text{CET} &= \frac{C_{\text{CO}_2}}{G_{\text{CO}_2}} = I_C^* \frac{\Pi}{G_{\text{CO}_2}} = \frac{G_{\text{CO}_2} \Pi_\varepsilon}{I_0 B_P G_{\text{CO}_2}} \\ &= \frac{1}{I_0} f_C \left[ \frac{\sum_{i=1}^{\text{NC}} c_{\text{irr},i} [B_e - B_0]_i}{B_P} + \frac{\sum_{i=1}^{\text{NC}} c_{w,i} B_{w,i} B_{w,i}}{B_P} \right] \end{aligned}$$

Após o cálculo do CET, outro conceito pode ser aplicado a fim de se verificar o efeito do CET no custo de produção das energias elétrica e térmica numa central de cogeração. A esse conceito está associado o aumento do custo de produção de energia  $\Delta c_{el}$  ou  $\Delta c_t$  devido ao CET (equações 8.36 e 8.37).

$$\Delta c_{el} = \frac{\text{CET} \cdot G_{\text{CO}_2}}{W_{el}} \quad (8.36)$$

$$\Delta c_t = \frac{\text{CET} \cdot G_{\text{CO}_2}}{W_t} \quad (8.37)$$

### Modelo de eficiência ecológica

A proposição de um índice de eficiência ecológica de centrais termelétricas por Cardu e Baica (1999a) se baseou no fato de uma instalação com alta eficiência (com cogeração e/ou ciclo combinado) e valores de emissões por unidade de produção que excedem os limites impostos poder ser melhor, do ponto de vista ambiental, que outra instalação (um ciclo a vapor com turbina de condensação, por exemplo) que atenda aos limites de emissões por unidade de produção, porém com eficiência menor. Assim, os autores decidiram estabelecer uma metodologia energética-ecológica que leva em conta os efeitos negativos das emissões sobre os organismos vivos, que se baseia no conteúdo de  $\text{CO}_2$  equivalente, calculado pela equação (8.38), com concentrações em  $\text{mg/m}^3$  ou  $\text{kg/m}^3$ .

$$(\text{CO}_2)_e = (\text{CO}_2) + 700 (\text{SO}_2) + 1000 (\text{NO}_x) \quad (8.38)$$

Do ponto de vista ecológico, um combustível é melhor quando apresenta a mínima quantidade de  $\text{CO}_2$  equivalente correspondente à unidade de energia obtida pela sua queima. Os autores discutem a forma de cálculo das concentrações das três espécies químicas consideradas, inclusive do  $\text{NO}_x$ , que agrega dificuldades por depender de outros fatores que não apenas o processo de combustão. A eficiência energética-ecológica  $\varepsilon$  (adimensional) é calculada pela relação expressa pela equação (8.39) e o indicador de poluição  $\Pi_g$  (kg/MJ) pela equação (8.40), nas quais o parâmetro  $Q_i$  é o poder calorífico inferior do combustível (em MJ/kg) e  $(\text{CO}_2)_e$  é a concentração de  $\text{CO}_2$  equivalente (em kg/kg). Posteriormente, em Cardu e Baica (1999b), os autores apresentaram uma metodologia variante para o mesmo conceito.

$$\varepsilon = \eta Q_i / [\eta Q_i + 2(\text{CO}_2)_e] \quad (8.39)$$

$$\Pi_g = (\text{CO}_2)_e / Q_i \quad (8.40)$$

Lora e Salomon (2005) utilizaram o conceito para estimar a eficiência ecológica de centrais térmicas brasileiras, adequando o equacionamento às normas nacionais segundo resoluções do Conselho Nacional de Meio Ambiente (Conama) para considerar material particulado (PM, *particulate material*); a modificação da equação (8.38) resultou na equação (8.41).

$$(\text{CO}_2)_e = (\text{CO}_2) + 80 (\text{SO}_x) + 50 (\text{NO}_x) + 67 (\text{PM}) \quad (8.41)$$

Coronado et al. (2009) estenderam o conceito de eficiência ecológica para o uso de biodiesel em motores de combustão interna, enquanto Boloy et al. (2011) o fizeram para o gás de síntese obtido em um gaseificador *downdraft*.

## Epílogo do Capítulo 8

No presente capítulo foi apresentada uma revisão de diferentes modelos que se prestam a auxiliar a tomada de decisão acerca do potencial de tecnologias prospectivas, bem como no processo de sua incorporação às estruturas de projeto, levando em conta o tipo de tecnologia, sua capacidade e o número de equipamentos a serem contemplados no projeto. Foram também identificadas as abordagens metodológicas que permitem a comparação entre tecnologias, levando em conta aspectos tecnológicos, ambientais, econômicos e de risco.

- [66](#) “Cenários são histórias sobre o modo como o mundo deverá se comportar amanhã, histórias que podem nos ajudar a reconhecer e adaptar-nos aos aspectos de mudanças do nosso ambiente presente. O propósito dos cenários é mudar nossa visão da realidade – traze-la mais próxima da realidade como ela é, e como a realidade estará por ser” (Schwartz, 1991, p.9); “Cenário pode ser definido como um desenvolvimento consistente de variáveis que não estão sob o controle do decisor” (Larsson, 1993, p.517).
- [67](#) Corresponde ao aporte monetário necessário para adicionar uma unidade de potência (\$/kW).
- [68](#) Análise de regressão múltipla de dados, com aferição por coeficiente de correlação e estatísticas padrão (Student ou Qui-Quadrado).
- [69](#) Recomenda-se a pesquisa na norma brasileira NBR-ISO 14040. Avaliação do Ciclo de Vida – Princípios e Estrutura.

## REFERÊNCIAS

- ABDALLAH, H.; HARVEY, S. Thermodynamic analysis of chemically recuperated gas turbines. *International Journal of Thermal Sciences* , v.40, p.372-84, 2001.
- ABRELPE – Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais. *Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil* . 2012 (Edição especial de 10 anos). Disponível em: <[http://www.abrelpe.org.br/panorama\\_apresentacao.cfm](http://www.abrelpe.org.br/panorama_apresentacao.cfm)>. Acesso em: 20 maio 2012.
- AGUIAR, D. C.; BALESTIERI, J. A. P. Carvão mineral: um estudo sobre o consumo nacional e respectivas emissões de CO<sub>2</sub> . In: XXVII ENEGEP – ENCONTRO NACIONAL DE ENGENHARIA DE PRODUÇÃO, 2007, *Anais ...*, Foz do Iguaçu, 2007. p.1-7.
- AGUILAR, O. et al. Optimising the design and operation of industrial utility plants subject to variable demands and prices. *Computer Aided Chemical Engineering* , v.20, p.907-12, 2005.
- AGUILAR, O. et al. Design and optimization of flexible utility systems subject to variable conditions. Part 1: modeling framework. *Chemical Engineering Research and Design* , v.85, p.1136-1148, 2007a.
- AGUILAR, O. et al. Design and optimization of flexible utility systems subject to variable conditions. Part 2: methodology and applications. *Chemical Engineering Research and Design* , v.85, p.1149-1168, 2007b.
- Albano, J. V. et al. Gas turbine integration reduces ethylene plant's energy needs. *Oil and Gas Journal* , v.90, n.6, p.55-60, 1992.
- ALCAIDE, F. et al. Fuel cells for chemicals and energy cogeneration. *Journal of Power Sources* , v.153, p.47-60, 2006.
- ALIZADEH, S. Multi-purpose absorption cycles in solar refrigeration: a technical and economical study. *Solar Energy* , v.69, n.1, p.37-44, 2000.

- ALLANI, Y. et al. CO<sub>2</sub> mitigation through the use of hybrid solar-combined cycles. *Energy Conversion and Management* , v.38, Suppl., p.S661-S667, 1997.
- ALMEIDA, L. T. *Política ambiental : uma análise econômica*. São Paulo: Editora Unesp, 1998.
- ALVES, R. *Quando eu era menino* . Campinas: Papirus, 2003.
- AMANO, Y. et al. Impact analysis of carbon tax on the renewal planning of energy supply system for na office building. *Energy* , v.35, p.1040-1046, 2010.
- AMELIO, M. et al. Integrated gasification gas combined cycle plant with membrane reactors: technological and economical analysis. *Energy Conversion and Management* , v.48, p.2680-93, 2007.
- ANDERSON, L. L.; TIELMAN, D. A. *Fuels from waste* . New York: Academic Press, 1977. 230p.
- ANTHONY, E. J. Fluidized bed combustion of alternative solid fuels; status, success and problems of the technology. *Progr. Energy Combustion Science* , v.21, p.239-68, 1995.
- Antunes, P. (Coord.) *Estudo sobre sector eléctrico e ambiente* . 1<sup>o</sup> Relatório: Impactos ambientais do sector eléctrico. Lisboa. Centro de Economia Ecológica e Gestão do Ambiente, Departamento de Ciências e Engenharia do Ambiente, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa. 2000. Disponível em: <<http://ecoman.dcea.fct.unl.pt/projects/erse/relatorios/1%20relatorio.pdf>>. Acesso em: 26 maio 2006.
- ARAVIND, P. V.; JONG, W. Evaluation of high temperature gas cleaning options for biomass gasification product ga for solid oxide fuel cells. *Progress in Energy and Combustion Science* , v.38, p.737-64, 2012.
- ARNESANO, M. et al. Extension of portfolio theory application to energy planning problem – the Italian case. *Energy* , v.39, p.112-124, 2012.
- AWERBUCH, S. et al. Capital budgeting, technological innovation and the competitive environment of the electric power industry. *Energy Policy* , v.24, p.195-202, 1996.
- AWERBUCH, S. Investing in photovoltaics: risk, accounting and the value of new technology. *Energy Policy* , v.28, p.1023-35, 2000.
- AZAPAGIC, A.; CLIFT, R. Life cycle assessment and linear programming – environmental optimisation of product system. *Computers and Chemical Engineering* , v.19, Suppl., p.S229-S234, 1995.
- AZAPAGIC, A.; CLIFT, R. The application of life cycle assessment to process optimisation. *Computers and Chemical Engineering* , v.23, p.1509-26, 1999a.
- AZAPAGIC, A.; CLIFT, R. Life cycle assessment and multiobjective optimisation. *Journal of Cleaner Production* , v.7, p.135-43, 1999b.
- BALACHANDRA, P.; SHEKAR, G.L. Energy technology portfolio analysis: an example of lighting for residential sector. *Energy Conversion and Management* , v.42, p.813-32, 2001.

- BALCAZAR, J. G. C. et al. Analysis of hybrid waste-to-energy for medium-sized cities. *Energy*, v.55, p.728-41, 2013.
- BALESTIERI, J. A. P. *Planejamento de centrais de cogeração : uma abordagem multiobjetiva*. 1994. 157p. Tese (Doutorado em Eng. Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 1994.
- BALESTIERI, J. A. P. *Avaliação tecnológica e metodológica para o projeto de centrais de cogeração*. 2001. Relatório (Pós-Doutorado em Engenharia Mecânica) – Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2001.
- BALESTIERI, J. A. P.; COLLE, S. Vertentes tecnológicas avançadas com potencial de emprego em cogeração. In: Brazilian Congress on Thermal Engineering and Sciences, 19, 2002, Caxambu. *Anais ...* Rio de Janeiro, ABCM, 2002. CD-ROM.
- BALESTIERI, J. A. P.; CORREIA, P. B. Multiobjective linear model for pre-feasibility design of cogeneration systems. *Energy*, v.22, p.537-49, 1997.
- BALLENILLA, F. El final del petróleo barato. *El Ecologista*, n.40, p.20-23, Verano 2004. Disponível em: <[http://www.ahorraresfacil.net/lariberaenbici/docs/fin\\_del\\_petroleo.pdf](http://www.ahorraresfacil.net/lariberaenbici/docs/fin_del_petroleo.pdf)>. Acesso em: 30 ago. 2006.
- BANNISTER, R. L. et al. Development of a hydrogen-fueled combustion turbine cycle for power generation. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, v.120, n.4, p.276-83, 1998.
- BEER, J. et al. Long-term energy efficiency improvements in the paper and board industry. *Energy*, v.23, p.21-42, 1998.
- BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. *Thermal design and optimization*. New York: John Wiley, 1996.
- BERRY, T.; JACCARD, M. The renewable portfolio standard: design considerations and an implementation survey. *Energy Policy*, v.29, p.263-77, 2001.
- BINIECKA, M. et al. Thermo-valorisation in integrated waste management. *Microchemical Journal*, v.79, p.319-24, 2005.
- BJÖRKLUND, A. et al. Hydrogen as a transportation fuel produced from thermal gasification of municipal solid waste: an examination of two integrated technologies. *International Journal of Hydrogen Energy*, v.26, p.1209-21, 2001.
- BLACKMAN JUNIOR, A. W. The rate of innovation in the commercial aircraft jet engine market. *Technological Forecasting and Social Change*, v.2, p.269-76, 1971.
- BOLLAND, O. et al. *Exergy analysis of gas-turbine combined cycle with CO<sub>2</sub> capture using auto-thermal reforming of natural gas*. Disponível em: <[http://www.tev.ntnu.no/Olav.Bolland/pdf/Bolland\\_Ertesvaag\\_Speich\\_Liege.pdf](http://www.tev.ntnu.no/Olav.Bolland/pdf/Bolland_Ertesvaag_Speich_Liege.pdf)>. Acesso em: 17 nov. 2003.
- BOLLAND, O.; MATHIEU, P. Comparison of two CO<sub>2</sub> removal options in combined cycle power plants. *Energy Conversion and Management*, v.39, p.1653-63, 1998.

- BOLOY, R. A. M. et al. Ecological impacts from syngas burning in internal combustion engine: technical and economic aspects. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* , v.15, p.5194-201, 2011.
- BONIZZONI, G. Design of a plasma torch for toxic waste. In: BENNOCCI, R. et al. (Ed.) *Thermal plasmas for hazardous waste treatment* . Singapore: World Scientific Publ., 1996. p.93-103.
- BORCHIPELLINI, R. et al. An analytical procedure for the carbon tax evaluation. *Energy Conversion and Management* , v.41, p.1509-31, 2000a.
- BORCHIPELLINI, R. et al. A carbon tax evaluation based on the efficient use of energy resources: a case study. *Journal of Applied Thermodynamics* , v.3, n.3, p.129-45, 2000b.
- BRANDEMUEHL, M. J.; BECKMAN, W. A. Economic evaluation and optimization of solar heating systems. *Solar Energy* , v.23, p.1-10, 1979.
- BRASIL. Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. *Plano Nacional de Agroenergia 2006-2011* . Brasília, DF. 2005. Disponível em: <<http://www.embrapa.br>>. Acesso em: 28 abr. 2006.
- BRASIL. Empresa de Política Energética. *Balanco Energético Nacional 2011* . Anexo III – dados mundiais de energia. Rio de Janeiro, RJ. 2011. Disponível em: <[https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio\\_Final\\_BEN\\_2011.pdf](https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2011.pdf)>. Acesso em: 16 jun. 2011.
- BRASIL. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – IBGE. *Senso demográfico da cidade do Rio de Janeiro* . Rio de Janeiro, 2005.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. *Balanco Energético Nacional 2006* . Brasília: 2006. Disponível em: <<http://www.ben.epe.gov.br/ben2006/default.asp>>. Acesso em: 12 fev. 2007.
- BRASIL. *Resolução normativa 235* , de 14 de novembro de 2006. Estabelece os requisitos para a qualificação de centrais termelétricas cogeneradoras de energia e dá outras providências. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br/cedoc/ren2006235.pdf> >. Acesso em: 18 jul. 2012.
- BRASIL. *Resolução normativa 482* , de 17 de abril de 2012. Estabelece as condições gerais para o acesso de microgeração e minigeração distribuída aos sistemas de distribuição de energia elétrica, o sistema de compensação de energia elétrica, e dá outras providências. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br/cedoc/ren2012482.pdf> >. Acesso em: 18 jul. 2012.
- BRITISH PETROLEUM. *BP Statistical Review of World Energy June 2011* . 2011. 49 p. Disponível em: <[http://www.bp.com/liveassets/bp\\_internet/globalbp/globalbp\\_uk\\_english/reports\\_and\\_publications/statistical\\_energy\\_review\\_2011/STAGING/local\\_assets/pdf/statistical\\_review\\_of\\_world\\_energy\\_full\\_report\\_2011.pdf](http://www.bp.com/liveassets/bp_internet/globalbp/globalbp_uk_english/reports_and_publications/statistical_energy_review_2011/STAGING/local_assets/pdf/statistical_review_of_world_energy_full_report_2011.pdf)>. Acesso em: 16 jun. 2011.
- BRUNNER, C. R. Waste-to-energy combustion (Chapter 11, Part A). In: KREITH, F. *Handbook of solid waste management* . New York: McGraw-Hill, 1994. p.11.67.

- Budin, R. et al. Advanced polymerization process with cogeneration and heat recovery. *Applied Thermal Engineering* , v.26, p.1998-2004, 2006.
- BÜSGEN, U.; DÜRRSCHMIDT, W. The expansion of electricity generation from renewable energies in Germany. A review based on the Renewable Energy Sources Act Progress Report 2007 and the new German feed-in legislation. *Energy Policy* , v.37, p.2536-45, 2009.
- C&T BRASIL. Conversão para uma unidade comum de energia. In: *Convenção sobre mudança do clima* . 2002. Disponível em: <[http://ftp.mct.gov.br/Clima/comunic\\_old/td\\_07\\_04.htm](http://ftp.mct.gov.br/Clima/comunic_old/td_07_04.htm)>. Acesso em: 19 dez. 2007.
- CARCASCI, C. et al. Modular approach to analysis of chemically recuperated gas turbine cycles. *Energy Conversion and Management* , v.39, n.16-18, p.1693-703, 1998.
- CARDU, M.; BAICA, M. Regarding a global methodology to estimate the energy-ecologic efficiency of thermopower plants. *Energy Conversion and Management* , v.40, p.71-87, 1999a.
- CARDU, M.; BAICA, M. Regarding a new variant methodology to estimate globally the ecologic impact of thermopower plants. *Energy Conversion and Management* , v.40, p.1569-75, 1999b.
- CARVALHO, M. et al. Modeling simple trigeneration systems for the distribution of environmental loads. *Environmental Modelling & Software* , v.30, p.71-80, 2012.
- CASELLA, F. et al. Minimising production costs in generation and cogeneration plants. *Control Engineering Practice* , v.9, p.283-95, 2001.
- Chakma, A. et al. Comparison of chemical solvents for mitigating CO<sub>2</sub> emissions from coal-fired power plants. *Heat Recovery Systems & CHP* , v.15, n.2, p.231-40, 1995.
- CHANG, C.-T.; HWANG, J.-R. A multiobjective programming approach to waste minimization in the utility systems of chemical processes. *Chemical Engineering Science* , v.51, p.3951-5, 1996.
- CHEN, C.-L.; LIN, C.-Y. A flexible structural and operational design of steam systems. *Applied Thermal Engineering* , v.31, p.2084-93, 2011.
- CHEN, Y.-M. Recent advances in FCC technology. *Powder Technology* , v.163, p.2-8, 2006.
- CHIESA, P.; LOZZA, G. CO<sub>2</sub> emission abatement in IGCC power plants by semi-closed cycles: Part A – with oxygen-blown combustion. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.121, p.635-41, 1999a.
- CHIESA, P.; LOZZA, G. CO<sub>2</sub> emission abatement in IGCC power plants by semi-closed cycles: Part B – with air-blown combustion and CO<sub>2</sub> physical absorption. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.121, p.642-8, 1999b.
- CHODKIEWICZ, R. et al. A recuperated gas turbine incorporating external heat sources in the combined gas-steam cycle. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.124, p.263-9, 2002.

- Clarke, L. et al. On the sources of technological change: What do the models assume? *Energy Economics*, v.30, p.409-24, 2008.
- Climate Change 2007 : The Physical Science Basis – Summary for Policymakers* approved at the 10th Session of Working Group I of the IPCC. Paris, February 2007. Disponível em: <[http://ipcc-wg1.ucar.edu/wg1/docs/WG1AR4\\_SPM\\_PlenaryApproved.pdf](http://ipcc-wg1.ucar.edu/wg1/docs/WG1AR4_SPM_PlenaryApproved.pdf)>. Acesso em: 12 fev. 2007.
- COELHO, S. T. et al. (Ed.) *Medidas mitigadoras para a redução de emissões de gases de efeito estufa na geração termelétrica*. Brasília, Dupligráfica, 2000. 222p.
- Cogeração – geração combinada de eletricidade e calor*. Florianópolis: Editora da UFSC, 2002. 279p.
- COHEN, S. (Coord.) *Alternative technologies for New York City's waste disposal*. Report. New York, Columbia University, August 2004. Disponível em: <[http://www.columbia.edu/cu/mpaenvironment/pages/projects/f2004/Solid\\_Waste\\_Final\\_Report.pdf](http://www.columbia.edu/cu/mpaenvironment/pages/projects/f2004/Solid_Waste_Final_Report.pdf)>. Acesso em: 7 mar. 2006.
- Colpier, U. C.; Cornland, D. The economics of the combined cycle gas turbine – an experience curve analysis. *Energy Policy*, v.30, p.309-16, 2002.
- COMGAS. *Composição do gás natural – gasoduto Bolívia-Brasil*. Disponível em: <<http://www.comgas.com.br/templates/gnatural.aspx?page=613&idiom=1>>. Acesso em: 3 out. 2006.
- COMGAS – Companhia de Gás de São Paulo. *Tarifas do gás natural canalizado*. Disponível em: <<http://comgas.com.br/tarifas.asp>>. Acesso em: 18 jul. 2012.
- COMMITTEE ON SCIENCE, ENGINEERING AND PUBLIC POLICY. The greenhouse gases and their effects. In: *Policy Implications of Greenhouse Warming – Synthesis Panel*. National Academy of Sciences, National Academy of Engineering, Institute of Medicine. 1991. Chapter 3, p.10-11. Disponível em: <[http://books.nap.edu/openbook.php?record\\_id=1794&page=10](http://books.nap.edu/openbook.php?record_id=1794&page=10)>. Acesso em: 14 nov. 2007.
- CONSONNI, S. et al. Chemical-looping combustion for combined cycles with CO<sub>2</sub> capture. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, v.128, p.525-34, 2006.
- CORNELISSEN, R. L. et al. *The value of the exergetic life cycle assessment besides the LCA*. ECOS'99, June 8-10, Tokyo, p.282-6, 1999.
- CORONADO, C. R. et al. Determination of ecological efficiency in internal combustion engines: the use of biodiesel. *Applied Thermal Engineering*, v.29, p.1887-92, 2009.
- CORRÊA NETO, V.; RAMON, D. *Análises de opções tecnológicas para projetos de cogeração no setor sucro-alcooleiro*. Relatório Técnico Usaid-Brazil/NREL, 2002.
- COSTA, E. C. *Refrigeração*. São Paulo: Edgard Blücher, 1982.
- CRAIG, K.; MANN, M. *Cost and performance analysis of biomass-based integrated gasification combined cycle (BIGCC) power systems*. Golden (CO): National Renewable Energy Laboratory, 1996. Disponível em: <<http://www.nrel.gov/docs/legosti/fy97/21657.pdf>>. Acesso em: 10 out. 2010.

- DAMEN, K. et al. A comparison of electricity and hydrogen production systems with CO<sub>2</sub> capture and storage. Part A: review and selection of promising conversion and capture technologies. *Progress in Energy and Combustion Science* , v.32, p.215-46, 2006.
- DECANIO, S. J.; LAITNER, J. A. Modeling technological change in energy demand forecasting – a generalized approach. *Technological Forecasting and Social Change* , v.55, p.249-63, 1997.
- DESIDERI, U.; CORBELLI, R. CO<sub>2</sub> capture in small size cogeneration plants: technical and economical considerations. *Energy Conversion and Management* , v.39, n.9, p.857-67, 1998.
- DIAS, L. F. et al. Composting of municipal solid wastes. In: KREITH, F. *Handbook of solid waste management* . New York: McGraw-Hill, 1994.
- DIAS, R. A. *Desenvolvimento de um modelo educacional para Conservação de Energia* . 2003. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”. Guaratinguetá, 2003.
- DIAS, R. A. et al. *Uso racional da energia : ensino e cidadania*. São Paulo: Editora Unesp, 2006.
- DIJKGRAAF, E.; VOLLEBERGH, H. R. J. Burn or bury? A social cost comparison of final waste disposal methods. *Ecological Economics* , v.50, n.3-4, p.233-47, 2004.
- DOE – Department of Energy. *Energy and environmental profile of US petroleum* . Maryland: US DOE, 1998. 124p.
- DOE – Department of Energy. *Energy bandwidth for petroleum refining processes* . Office of Energy Efficiency and Renewable Energy. 2006. 40p. Disponível em: <[http://www1.eere.energy.gov/industry/petroleum\\_refining/pdfs/bandwidth.pdf](http://www1.eere.energy.gov/industry/petroleum_refining/pdfs/bandwidth.pdf)>. Acesso em: 18 jun. 2007.
- DOE – Department of Energy. *Energy bandwidth for petroleum refining processes* . Office of Energy Efficiency and Renewable Energy. 2006. 40p. Disponível em: <[http://www1.eere.energy.gov/industry/petroleum\\_refining/pdfs/bandwidth.pdf](http://www1.eere.energy.gov/industry/petroleum_refining/pdfs/bandwidth.pdf)>. Acesso em: 18 jun. 2007.
- DRESNER, S. et al. Social and political responses to ecological tax reform in Europe: an introduction to the special issue. *Energy Policy* , v.34, p.895-904, 2006.
- DUAN, L. et al. A novel IGCC system with steam injected H<sub>2</sub> /O<sub>2</sub> cycle and CO<sub>2</sub> recovery. *Energy Conversion and Management* , v.45, p.797-809, 2004.
- DUBEUX, C. B. S.; SIMÕES, A. F. Mercado internacional de créditos de carbono (Parte IIIA). *Cadernos NAE (Núcleo de Assuntos Estratégicos da Presidência da República)* , v.II, n.4, p.57-113, 2005. Disponível em: <[http://www.nae.gov.br/doc/mudancadoclima2/caderno\\_mudancasclimaticasquioto.pdf](http://www.nae.gov.br/doc/mudancadoclima2/caderno_mudancasclimaticasquioto.pdf)>. Acesso em: 14 dez. 2007.
- DWECK, D. O fantasma negro já não assusta o mundo. *Revista Exame* , 18.8.2006. Disponível em:

- <<http://portalexame.abril.uol.com.br/revista/exame/edicoes/0874/internacional/m0093120.html>>. Acesso em: 18 ago. 2006.
- EEA – European Environment Agency. Disponível em: <[http://glossary.eea.europa.eu/terminology/concept\\_html?term=carbon%20dioxide%20equivalent](http://glossary.eea.europa.eu/terminology/concept_html?term=carbon%20dioxide%20equivalent)>. Acesso em: mar. 2014.
- EIA – Energy Information Administration. *International Energy Outlook 2011* . Chapter A1: World total primary energy consumption by region – reference case – 2006-2035. Disponível em: <[http://www.eia.gov/oiaf/aeo/tablebrowser/#release=IEO2011&subject=0-IEO2011&table=1-IEO2011&region=0-0&cases=Reference-0504a\\_1630](http://www.eia.gov/oiaf/aeo/tablebrowser/#release=IEO2011&subject=0-IEO2011&table=1-IEO2011&region=0-0&cases=Reference-0504a_1630)>. Acesso em: 12 fev. 2006.
- EIDE, L. I. et al. Novel capture processes. *Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP* , v.60, n.3, p.497-508, 2005.
- EIDENSTEN, L. et al. Biomass externally fired gas turbine cogeneration. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.118, p.604-9, 1996.
- EL-KORDY, M. N. et al. Economical evaluation of electricity generation considering externalities. *Renewable Energy* , v.25, p.317-28, 2002.
- ENSINAS, A. V. *Estudo da geração de biogás no aterro sanitário delta em Campinas (SP)* . 2003. 129p. Dissertação (Mestrado em Eng. Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2003.
- ERIKSSON, O. et al. Municipal solid waste management from a system perspective. *Journal of Cleaner Production* , v.13, p.241-52, 2005.
- ERNST, M. A. B.; Balestieri, J. A. P. Effects on actual profits when using exhaust gas turbine in heat recovery application – case study. In: 17<sup>th</sup> INTERNATIONAL CONGRESS OF MECHANICAL ENGINEERING, 2003, São Paulo. *Proceedings of Cobem 2003* (em CD ROM). 2003.
- ESCOBAR, H. Regras de Kyoto superestimam impacto das emissões de metano – Brasil não concorda com metodologia do protocolo e tentará rever parâmetros para o próximo acordo climático. *O Estado de S. Paulo* , 16.12.2007. Disponível em: <[http://www.estadao.com.br/estadaodehoje/20071216/not\\_imp96652,0.php](http://www.estadao.com.br/estadaodehoje/20071216/not_imp96652,0.php)>. Acesso em: 17 dez. 2007.
- EXXONMOBIL. *A report on energy trends, greenhouse gas emissions and alternative energy* . February, 2004. Disponível em: <<http://www.peakoil.net/Publications/20040201ExxonMobil.pdf#search=%22exxon%20mobil%201980%202030%22>>. Acesso em: 30 ago. 2006.
- FAUCHAIS, P. et al. *Thermal plasmas for hazardous waste treatment* . Singapore: World Scientific Publ., 1996. p.1-28.
- FERON, P. H. M. *CO<sub>2</sub> capture and storage : moving towards zero emissions*. Technical University of Delft, 29.6.2006, 64p. Disponível em: <<http://administration.ewi.tudelft.nl/live/binaries/57768d12-945e-4bd8-b543->

256a71bd0269/doc/CCS%20Delft%2029%20June% 202006.pdf>. Acesso em: 1º jul. 2007.

- Ferreira, A. L.; Bajay, S. V. A internalização dos custos ambientais e sociais da geração de energia elétrica: experiência internacional e perspectivas para o Brasil. III CONGRESSO LATINO AMERICANO GERAÇÃO E TRANSMISSÃO DE ENERGIA ELÉTRICA, Campos do Jordão, *Anais ...*, v.1, p.62-6, Campos do Jordão, SP, 1997.
- FERREIRA, E. M. et al. Optimization analysis of dual-purpose systems. *Desalination* , v.250, p.936-44, 2010.
- FEW, P. C. et al. Modelling of a combined heat and power plant incorporating a heat pump for domestic use. *Energy* , v.22, n.7, p.651-9, 1997.
- FINNVEDEN, g. et al. Solid waste treatment within the frame-work of life-cycle assessment. *Journal of Cleaner Production* , v.3, n.4, p.189-99, 1995.
- Fiorucci, p. et al. Solid waste management in urban areas – development and application of a decision support system. *Resources, Conservation and Recycling* , v.37, n.4, p.301-28, 2003.
- FISHER, J. C.; PRY, R. H. A simple substitution model of technological change. *Technological Forecasting and Social Change* , v.3, p.75-88, 1971.
- FONG, K. F. et al. Improvement of solar-electric compression refrigeration system through ejector-assisted vapour compression chiller for space conditioning in subtropical climate. *Energy and Buildings* , v.43, p.3383-90, 2011.
- FRANGOPOULOS, C. A. An introduction to environomic analysis and optimization of energy-intensive systems. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON EFFICIENCY, COST, OPTIMIZATION AND SIMULATION – ECOS’ 92. *Proceedings ... Zaragoza*, p.231-9, 1992.
- FRANGOPOULOS, C. A.; CARALIS, Y. C. A method for tacking into account environmental impacts in the economic evaluation of energy systems. *Energy Conversion and Management* , v.38, n.15-17, p.1751-63, 1997.
- Freppaz, D. et al. Optimizing forest biomass exploitation for energy supply at a regional level. *Biomass and Bioenergy* , v.26, p.15-25, 2004.
- FREUND, P. (Coord.) Properties of CO<sub>2</sub> and carbon-based fuels (Annex I). In: *IPCC Special Report on carbon dioxide capture and storage* . 2005. Disponível em: <[http://arch.rivm.nl/env/int/ipcc/pages\\_media/SRCCS-final/SRCCS\\_AnnexI.pdf](http://arch.rivm.nl/env/int/ipcc/pages_media/SRCCS-final/SRCCS_AnnexI.pdf)>. Acesso em: 11 ago. 2006.
- FUJIOKA, Y. et al. Cost comparison in various CO<sub>2</sub> ocean disposal options. *Energy Conversion and Management* , v.38 (Suppl.), p.S273-S277, 1997.
- GABRIELLI, R.; SINGH, R. Thermodynamic performance analysis of new gas turbine combined cycle with no emissions of carbon dioxide. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.125, p.940-6, 2003.

- GADDE, S. et al. *CO<sub>2</sub> Capture : impacts on IGCC plant performance in a high elevation application using western sub-bituminous coal*. Gasification Technologies Conference, San Francisco, Oct. 15 – 17, 2007. Disponível em: <[http://www.gasification.org/Docs/2007\\_Papers/27GADD.pdf](http://www.gasification.org/Docs/2007_Papers/27GADD.pdf)>. Acesso em: 1<sup>o</sup> fev. 2008.
- GAMBINI, M.; VELLINI, M. CO<sub>2</sub> emission abatement from fossil fuel power plants by exhaust gas treatment. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.125, p.365-73, 2003.
- GARY, J. H.; HANDWERK, G. E. *Petroleum refining – technology and economics* . New York/Basel: Marcel Dekker, 2001.
- GAUDERNACK, B.; LYNUM, S. Natural gas utilisation without CO<sub>2</sub> emissions. *Energy Conversion and Management* , v.38, p.S165-S172, 1997.
- GHASEMZADEH, F.; ARCHER, N. P. Project portfolio selection through decision support. *Decision Support Systems* , v.29, p.73-88, 2000.
- GIELEN, D. J. et al. CO<sub>2</sub> emission reduction for Japanese petrochemicals. *Journal of Cleaner Production* , v.10, p.589-604, 2002.
- GOLDEMBERG, J. *Energia, meio ambiente e desenvolvimento* . São Paulo: Editora da Universidade de São Paulo, 1998.
- GOMES, L. L. *Avaliação de termelétricas no Brasil estudando o melhor momento de investimento por modelos de opções reais* . 2002. Tese (Doutorado em Engenharia de Produção) – Departamento de Engenharia Industrial, Pontifícia Universidade Católica. Rio de Janeiro, 2002.
- GOODRICH, A. et al. *Residential, commercial, and utility-scale photovoltaic (PV) system prices in the United States : current drivers and cost-reduction opportunities*. Relatório Técnico, National Renewable Energy Laboratory (NREL). 2012. Disponível em: <<http://www.nrel.gov/docs/fy12osti/53347.PDF>>. Acesso em: 20 jul. 2012.
- GÖTTLICHER, G.; PRUSCHEK, R. Comparison of CO<sub>2</sub> removal systems for fossil-fueled power plant processes. *Energy Conversion and Management* , v.38 (suppl.), p.S173-S1178, 1997.
- GRILICHES, Z. Hybrid corn: an exploration in the economics of technological change. *Econometrica* , v.25, n.4, p.501-22, 1957.
- GRITSEVSKYI, A.; NAKICENOVIC. Modeling uncertainty of induced technological change. *Energy Policy* , v.28, p.907-21, 2000.
- Grübler, A. et al. Dynamics of energy technologies and global change. *Energy Policy* , v.27, p.247-80, 1999.
- GTW. Outlook for coal-base IGCC power generation. *Gas Turbine World* , v.37, n.1, p.20-8, 2007a.
- GTW. GE reference plant targeting COE parity with SCPC plants. *Gas Turbine World* , v.37, n.1, p.37-41, 2007b.

- GTW. Siemens reference plant rated 630 MW net 38% HHV efficiency. *Gas Turbine World* , v.37, n.1, p.46-50, 2007c.
- GUARDABASSI, P. M. *Sustentabilidade da biomassa como fonte de energia – perspectivas para países em desenvolvimento*. 2006. Dissertação (Mestrado em Energia) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2006.
- GUTIERREZ, M. J. F. et al. Nitrous oxide (N<sub>2</sub> O) emissions from waste and biomass to energy plants. *Waste Management Research* , v.23, p.133-47, 2005.
- GUZZONE, B.; SCHLAGENHAUF, M. Garbage in, energy out – landfill gas opportunities for CHP projects. *Cogeneration and On-Site Power Production* , v.8, n.5, p.37-45, 2007.
- HAMMERSCHLAG, R.; MAZZA, P. Questioning hydrogen. *Energy Policy* , v.33, p.2039-43, 2005.
- HAUSMAN, J. A. Individual discount rates and the purchase and utilization of energy-using durables. *Bell Journal of Economics* , v.10, n.1, p.44-54, 1979.
- HAVELSKÝ, V. Energetic efficiency of cogeneration systems for combined heat, cold and power production. *International Journal of Refrigeration* , v.22, p.479-85, 1999.
- Haworth, A. et al. *Study on energy management and optimisation in industry – summary report* . 2000. AEA Technology Report: Energy Management in Industry. Disponível em: <<http://europa.en.int/comm/environment/ipcc/summary.pdf>>. Acesso em: jul. 2004.
- HENDERSON, R.; CLARK, K. B. Architectural innovation: the reconfiguration of existing product technologies and failure of established firms. *Administrative Science Quarterly* , v.35, p.9-30, 1990.
- HEPPENSTALL, T. Advanced gas turbine cycles for power generation: a critical review. *Applied Thermal Engineering* , v.18, p.837-46, 1998.
- HIGASHI, I. Energy balance of steel mills and the utilization of by-product gases. *Transactions ISIJ* , v.22, p.57-65, 1982. Disponível em: <<http://www.journalarchive.jst.go.jp/jnlpdf.php?cdjournal=isijinternational1966&cdvol=22&noissue=1&startpage=57&lang=en&from=jnlabstract>>. Acesso em: 14 nov. 2007.
- HOBBS, B. F.; CENTOLELLA, P. Environmental policies and their effect on utility planning and operations. *Energy* , v.20, p.255-71, 1995.
- HOLANDA, M. R. *Perspectivas da cogeração com resíduos sólidos municipais sob a ótica da gestão ambiental*. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”. Guaratinguetá, 2003.
- HOLANDA, M. R.; BALESTIERI, J. A. P. Avaliação dos aspectos estruturais da emissão de poluentes. In: BRAZILIAN CONGRESS ON THERMAL ENGINEERING AND SCIENCES – ENCIT 2000, 2000, Porto Alegre, RS.. *Proceedings ...* Porto Alegre, RS, 2000.

- HOLANDA, M. R.; BALESTIERI, J. A. P. A internalização de externalidades numa central de cogeração com resíduos sólidos municipais. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA MECÂNICA, XVI, 2001, Uberlândia, MG. *Proceedings ...*, Uberlândia, MG, 2001, p.1-10.
- HOUGHTON, J. Global warming. *Reports on Progress in Physics* , v.68, p.1343-403, 2005. Disponível em: <[http://arch.rivm.nl/env/int/ipcc/pages\\_media/SRCCSfinal/SRCCS\\_AnnexI.pdf](http://arch.rivm.nl/env/int/ipcc/pages_media/SRCCSfinal/SRCCS_AnnexI.pdf)>. Acesso em: 29 nov. 2007.
- HPI – Hydrocarbon Processing Innovations. Method yields hydrogen and power without CO<sub>2</sub> emissions. *Hydrocarbon Processing* , v.84, n.7, p.33-4, 2005.
- HUGHES, E. Biomass cofiring: economics, policy and opportunities. *Biomass and Bioenergy* , v.19, p.457-65, 2000.
- Hugill, J. A. et al. Feasibility study on the co-generation of ethylene and electricity through oxidative coupling of methane. *Applied Thermal Engineering* , v.25, p.1259-71, 2005.
- HUPPA, M.; HOLMBOM, B. *Towards co-production of chemicals, power and fuels in future pulp mills* . Jubilee Seminar in the occasion of the 90th anniversary of METLA – The Finnish Forest Research Institute. 2007. Disponível em: <<http://www.metla.fi/tapahtumat/2007/metsapaivat/esitelmat/hupa-metsapaivat-2007.pdf>>. Acesso em: 10 nov. 2007.
- HUTTUNEN, S.; LAMPINEN, A. *Bioenergy technology evaluation and potential in Costa Rica* . Research reports in biological and environmental sciences – number 81. Finlândia, University of Jyväskylä/Department of Biological and Environmental Science, 2005. Disponível em: <[http://www.cc.jyu.fi/~ala/ymp134/CR\\_bioenergy\\_survey.pdf](http://www.cc.jyu.fi/~ala/ymp134/CR_bioenergy_survey.pdf)>. Acesso em: 11 maio 2006.
- IANTOVSKI, E.; MATHIEU, P. Highly efficient zero emission CO<sub>2</sub> -based power plant. *Energy Conversion and Management* , v.38 Suppl., p.S141-S146, 1997.
- Imitação de Cristo. 24.ed. São Paulo: Paulus, 1979.
- IPCC. *Revised 1996 IPCC guidelines for national greenhouse gas inventories* : reference manual. Intergovernmental Panel on Climate Change, Geneva. 1996.
- IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change. *Second and Third Assessment Reports of the Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC)* . August 12, 2002. Disponível em: <<http://www.eia.doe.gov/oiaf/1605/gwp.html>> Acesso em: 14 dez. 2007.
- IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change. *Carbon dioxide capture and storage* . IPCC Special Report. 2005. 62p. Disponível em: <[http://arch.rivm.nl/env/int/ipcc/pages\\_media/SRCCS-final/ccssp.pdf](http://arch.rivm.nl/env/int/ipcc/pages_media/SRCCS-final/ccssp.pdf)>. Acesso em: 3 maio 2006.
- IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change. IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change. *Climate Change 2007: The Physical Science Basis – Summary for Policymakers* approved at the 10th Session of Working Group I of the IPCC. Paris,

- February 2007. Disponível em: <[http://ipcc-wg1.ucar.edu/wg1/docs/WG1AR4\\_SPM\\_PlenaryApproved.pdf](http://ipcc-wg1.ucar.edu/wg1/docs/WG1AR4_SPM_PlenaryApproved.pdf)>. Acesso em: 12 fev. 2007.
- IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas. *Determinação da vazão mínima de combustível estabilizador nos queimadores das caldeiras da central termoeletrica* . 2007. Disponível em: <[http://www.renacionaldecombustao.org/escoladecombustao/arquivos/EDC2007/palestras/Francisco\\_Domingues\\_A\\_Sousa-Combustivel\\_Estabilizador\\_Caldeiras.pdf](http://www.renacionaldecombustao.org/escoladecombustao/arquivos/EDC2007/palestras/Francisco_Domingues_A_Sousa-Combustivel_Estabilizador_Caldeiras.pdf)>. Acesso em: 12 nov. 2007.
- IYER, R. R.; GROSSMANN, I. E. Synthesis and operational planning of utility systems for multiperiod operation. *Computers Chemical Engineering* , v.22, p.979-93, 1998.
- JACKSON, T.; OLIVER, M. The viability of solar photovoltaics. *Energy Policy* , v.28, p.983-8, 2000.
- JAEGER, H. What it takes to equip IGCC and PC plants for CO<sub>2</sub> capture and storage. *Gas Turbine World* , v.37, n.2, p.11-21, 2007a.
- JAEGER, H. DOE study confirms IGCC as the lowest cost coal-power alternative. *Gas Turbine World* , v.37, n.4, p.18-23, 2007b.
- JAEGER, H. The 40% solution for natural gas equivalence to make IGCC viable. *Gas Turbine World* , v.37, n.5, p.13-15, 2007c.
- JANNUZZI, G. M.; SWISHER, J. N. P. *Planejamento integrado de recursos energéticos* . Campinas: Autores Associados, 1997.
- JANSEN, D.; MOZAFFARIAN, M. Advanced fuel cell energy conversion systems. *Energy Conversion and Management* , v.38, n.10-13, p.957-67, 1997.
- JELINEK, M.; BORDE, I. Single- and double-stage absorption cycles based on fluorocarbon refrigerants and organic absorbents. *Applied Thermal Engineering* , v.18, p.765-71, 1998.
- JERICHA, H. et al. *Design optimisation of the Graz cycle prototype plant* . Proceedings, ASME Turbo Expo 2003. p.1-9. 2003. Disponível em: <[http://www.graz-cycle.tugraz.at/pdfs/grazcycle\\_asme\\_2003.pdf](http://www.graz-cycle.tugraz.at/pdfs/grazcycle_asme_2003.pdf)>. Acesso em: 10 mar. 2008.
- Jin, H.; Ishida, M. A novel gas turbine cycle with hydrogen-fueled chemical-looping combustion. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.25, p.1209-1215, 2000.
- JIN, H.; ISHIDA, M. A novel gas turbine cycle with hydrogen-fueled chemical-looping combustion. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.25, p.1209-15, 2000.
- JOSHI, M. M.; LEE, S. Integrated gasification combined cycle – a review of IGCC technology. *Energy Sources* , v.18, p.537-68, 1996.
- KANNICHE, M.; BOUALLOU, C. CO<sub>2</sub> capture study in advanced integrated gasification combined cycle. *Applied Thermal Engineering* , v.27, p.2693-702, 2007.
- KAPDAN, K.; KARGI, I. Bio-hydrogen production from waste material. *Enzyme and Microbial Technology* , v.38, p.569-82, 2006.
- KEPPLER, F.; RÖCKMANN, T. Plantas e mudança de clima. *Scientific American Brasil* , edição 58, p.51-55, 2007.

- KESHAV, T. R.; BASU, S. Gas-to-liquid technologies: India's perspective. *Fuel Processing Technology* , v.88, p.493-500, 2007.
- KHARTCHENKO, N. V. *Advanced energy systems* . Washington: Taylor & Francis, 1998. 285p.
- klein, a. *Gasification* : an alternative process for energy recovery and disposal of municipal solid wastes. 2002. 50p. Dissertation (Master of Science in Earth Resources Engineering) – Foundation School of Engineering and Applied Sciences, Columbia University. New York, 2002.
- Klemeš, J. et al. Targeting and design methodology for reduction of fuel, power and CO<sub>2</sub> on total sites. *Applied Thermal Engineering* , v.17, n.8-10, p.993-1003, 1997.
- KOCH, C. et al. Optimization of combined cycle power plants using evolutionary algorithms. *Chemical Engineering and Processing* , v.46, p.1151-9, 2007.
- KOLB, G. J. Economic evaluation of solar-only and hybrid power towers using molten-salt technology. *Solar Energy* , v.62, n.1, p.51-61, 1998.
- KOONTZ, H.; O'DONNELL, C. *Fundamentos da administração* . São Paulo: Pioneira, 1974.
- KOROBITSYN, M. A. et al. Possibilities for gas turbine and waste incinerator integration. *Energy* , v.24, p.783-93, 1999.
- koroneos, c. et al. Life cycle assessment of hydrogen fuel production processes. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.29, p.1443-50, 2004.
- KOSKELA, E.; SCHÖB, R. Alleviating unemployment: the case for green tax reforms. *European Economic Review* , v.43, p.1723-46, 1999.
- KOTAS, T. J. *The exergy method of thermal plant analysis* . London/Boston: Butterworths, 1985.
- KREITH, F. *Handbook of solid waste management* . New York: McGraw-Hill, 1994.
- küçük, m. m.; demirbaş , a. Biomass conversion processes. *Energy Conversion and Management* , v.38, n.2, p.151-65, 1997.
- kumar, s. Technology options for municipal solid wastes-to-energy project. *TERI Information Monitor on Environmental Science* , v.5, n.1, p.1-11, 2000. Disponível em: <<http://www.terienvi.nic.in/times5-1.pdf>>. Acesso em: 22 ago. 2006.
- LANE, J. M.; SPATH, P. L. *Technoeconomic analysis of the thermocatalytic decomposition of natural gas* . NREL report number NREL/TP-510-31351. December, 2001. 39p. Disponível em: <<http://www.nrel.gov/docs/fy02osti/31351.pdf>>. Acesso em: 16 maio 2007.
- LARSSON, T. Developing strategies for robust energy systems. II: application to CO<sub>2</sub> risk management. *International Journal of Energy Research* , v.17, p.515-35, 1993.
- Larsson, M. *Process integration in the steel industry – possibilities to analyse energy use and environmental impacts for an integrated steel mill* . 2004. Tese (Doutorado em Física Aplicada e Engenharia Mecânica) – Department of Applied Physics and Mechanical Engineering, Luleå University of Technology. Luleå Sweden, 2004.

- Disponível em: <<http://epubl.ltu.se/1402-1544/2004/63/LTU-DT-0463-SE.pdf>>. Acesso em: 14 nov. 2007.
- leal-quirós, e. Plasma processing of municipal solid waste. *Brazilian Journal of Physics* , v.34, n.4B, p.1587-93, 2004.
- LEITE, A. B. et al. Absorção química de dióxido de nitrogênio (NO<sub>2</sub> ). *Engenharia Sanitária e Ambiental* , v.10, n.1, p.49-57, 2005.
- LENSEN, N.; FLAVIN, C. Sustainable energy for tomorrow's world – the case for an optimistic view of the future. *Energy Policy* , v.24, n.9, p.769-81, 1996.
- LEVIN, D. B.; PITT, L.; LOVE, M. Biohydrogen production: prospects and limitations to practical application. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.29, p.173-85, 2004.
- LILLIENSTAM, J. et al. Comparing carbon capture and storage (CCS) with concentrating solar power (CSP): potentials, costs, risks, and barriers. *Energy Policy* , v.47, p.447-55, 2012.
- LINDENBERGER, D. et al. Optimization of solar heating systems: seasonal storage, heat pumps, and cogeneration. *Energy* , v.25, p.591-608, 2000.
- LIOR, N. Advanced energy conversion to power. *Energy Conversion and Management* , v.38, p.941-55, 1997.
- LOBACHYOV, K. V.; RICHTER, H. J. An advanced integrated biomass gasification and molten fuel cell power system. *Energy Conversion and Management* , v.39, n.16-18, p.1931-43, 1998.
- LÓPES, J. F. *Modelagem e simulação de um reator industrial usado na pré-reforma catalítica de nafta* . 2005. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Faculdade de Engenharia, Universidade Federal do Paraná. Curitiba, 2005. Disponível em: <<http://www.pipe.ufpr.br/defesas/Johana%20Fernandez%20Lopes.pdf>>. Acesso em: 29 fev. 2008.
- LORA, E. E. S.; SALOMON, K. R. Estimate of ecological efficiency for thermal power plants in Brazil. *Energy Conversion and Management* , v.46, p.1293-303, 2005.
- LOZANO, M. A. *Termoeconomia* . Zaragoza: Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade de Zaragoza, 1993.
- LOZANO, M. A. et al. Structure optimization of energy supply systems in tertiary sector buildings. *Energy and Buildings* , v.41, p.1063-75, 2009.
- LOZANO, M. A.; VALERO, A. Theory of the exergetic cost. *Energy* , v.18, n.939, p.939-60, 1993.
- LOZZA, G.; CHIESA, P. Natural gas decarbonization to reduce CO<sub>2</sub> emission from combined cycles – Part I: partial oxidation. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.124, p.82-88, 2002a.
- LOZZA, G.; CHIESA, P. Natural gas decarbonization to reduce CO<sub>2</sub> emission from combined cycles – Part II: steam-methane reforming. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.124, p.89-95, 2002b.

- LUNA, F.; SCHUCHARDT, U. Modificação de zeólitas para uso em catálise. *Química Nova*, v.24, n.6, p.885-92, 2001. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/qn/v24n6/6799.pdf>>. Acesso em: 10 nov. 2007.
- LUNGHI, P. et al. Highly efficient electricity generation through a hybrid molten carbonate fuel cell-closed loop gas turbine plant. *Energy Conversion and Management*, v.42, p.1657-72, 2001.
- LYNGFELT, A.; LECKNER, B. *Technologies for CO<sub>2</sub> separation*. Minisymposium on Carbon Dioxide Capture and Storage, Götteborg, October 22, 1999, p.25-35. Disponível em: <<http://www.entek.chalmers.se/~anly/symp/symplyng.pdf>>. Acesso em: 29 ago. 2007.
- LYNN, P. A. *Electricity from sunlight: an introduction to photovoltaics*. West Sussex/UK: John Wiley, 2010.
- MAES, D.; VAN PASSEL, S. Interference of regional support policies on the economic and environmental performance of a hybrid cogeneration-solar panel energy system. *Energy Policy*, v.42, p.670-80, 2012.
- MALKOW, T. Novel and innovative pyrolysis and gasification technologies for energy efficient and environmentally sound MSW disposal. *Waste Management*, v.24, p.53-79, 2004.
- MANLOOK, R. et al. Fuzzy sets programming to perform evaluation of solar systems in Jordan. *Energy Conversion Management*, v.42, p.1717-26, 2001.
- MANSFIELD, E. Technical change and the rate of imitation. *Econometrica*, v.29, n.4 p.741-66, 1961.
- MARTIN, J.-M. *A economia mundial da energia*. São Paulo: Editora Unesp, 1992.
- Martin, N. et al. *Opportunities to improve energy efficiency and reduce greenhouse gas emissions in the U.S. Pulp and Paper industry*. Ernest Orlando Lawrence Berkeley National Laboratory. LBNL-46141, July 2000. Disponível em: <<http://eetd.lbl.gov/EAP/IES/iespubs/46141.pdf>>. Acesso em: 29 set. 2007.
- MASSARDO, A. F.; SANTARELLI, M.; BORCHIellini, R. Carbon exergy tax (CET): impact on conventional energy systems design and its contribution to advanced systems utilization. In: ASME: ECOS 2000, University of Twente, The Netherlands, 2000.
- MASSARDO, A. F.; SANTARELLI, M.; BORCHIellini, R. Carbon exergy tax (CET): its impact on conventional energy system design and its contribution to advanced systems utilisation. *Energy*, v.28, p.607-25, 2003.
- MATELLI, J. A. *Sistemas baseados em conhecimento para projeto de plantas decogeração a gás natural*. 2008. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2008.
- MATELLI, J. A. et al. An expert system prototype for designing natural gas cogeneration plants. *Expert Systems with Applications*, v.36, p.8375-84, 2009.
- MATELLI, J. A. et al. Development of a case-based reasoning prototype for cogeneration plant design. *Applied Energy*, v.88, p.3030-41, 2011.

- MATHIEU, P.; NIHART, R. Zero-emission MATIANT cycle. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.121, p.116-20, 1999.
- MAUNSBACH, K. et al. Integration of advanced gas turbine in pulp and paper mills for increased power generation. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.123, p.734-40, 2001.
- MAVROMATIS, S. P.; KOKOSSIS, A. C. Conceptual optimization of utility networks for operational variations – I. Targets and level optimization. *Chemical Engineering Science* , v.53, p.1585-608, 1998a.
- MAVROMATIS, S. P.; KOKOSSIS, A. C. Conceptual optimization of utility networks for operational variations – II. Network development and optimization. *Chemical Engineering Science* , v.53, p.1609-30, 1998b.
- mckay, g. Dioxin characterisation, formation and minimisation during municipal solid waste (MSW) incineration: review. *Chemical Engineering Journal* , v.86, p.343-68, 2002.
- MEHR, A. S. et al. A comparative study on the GAX based absorption refrigeration systems: SGAX, GAXh and GAX-E. *Applied Thermal Engineering* , v.44, p.29-38, 2012.
- melo, a. c. g.; durigan, g. Fixação de carbono em reflorestamentos de matas ciliares no Vale do Paranapanema, SP, Brasil. *Scientia Florestalis* , n.71, p.149-54, ago. 2006. Disponível em: [www.ipef.br/publicacoes/scientia/nr71/cap.15.pdf](http://www.ipef.br/publicacoes/scientia/nr71/cap.15.pdf)>. Acesso em: 20 fev. 2007.
- MENDES, L. G. G. *Proposta de um sistema para aproveitamento energético de um aterro sanitário regional na cidade de Guaratinguetá* . 2005. 161p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”. Guaratinguetá, 2005.
- Mendes, M. R. et al. Comparison of the environmental impact of incineration and landfilling in São Paulo City as determined by LCA. *Resources, Conservation and Recycling* , v.41, p.47-63, 2004.
- METZ, B. et al. *Carbon Dioxide Capture and Storage* . 2005. IPCC Special Reports. Disponível em: <[http://www.ipcc.ch/pdf/special-reports/srccs/srccs\\_wholereport.pdf](http://www.ipcc.ch/pdf/special-reports/srccs/srccs_wholereport.pdf)>. Acesso em: 20 maio 2007.
- METZ, B. et al. *Climate change 2001 : Mitigation*. Cambridge: Cambridge University Press, 2001. p.171-277.
- MIAH, M. S. et al. Optimum policy for integration of renewable energy sources into the power generation system. *Energy Economics* , v.34, p.558-67, 2012.
- MICHELINI, A. M. C. *MAET – modelo de avaliação da eco-eficiência termelétrica: um estudo multicaso* . 2005. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) – Faculdade de Engenharia, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2005.
- MIGUEZ, J. D. G. *O necanismo de desenvolvimento limpo : a proposta e as perspectivas brasileiras*. Campinas, Seminário “Sustentabilidade na Geração e Uso de Energia no

- Brasil: os Próximos Vinte Anos”, Unicamp. Disponível em: <<http://libdigi.unicamp.br/document/?view=11>>, 2002. Acesso em 18 maio 2004.
- Milosevic, Z.; Cowart, W. *Refinery energy efficiency and environmental goals* . 2002. Disponível em: <[http://www.kbcat.com/pdfs/tech/ptq\\_2\\_2.pdf#search=%22Refinery%20energy%20efficiency%20Zoran%22](http://www.kbcat.com/pdfs/tech/ptq_2_2.pdf#search=%22Refinery%20energy%20efficiency%20Zoran%22)>. Acesso em: ago. 2006.
- Ministry of Internal Affairs and Communications. *Statistical handbook of Japan. Chapter 2 – population* . 2005. Disponível em: <<http://www.stat.go.jp/english/data/handbook/c02cont.htm>>. Acesso em: 10 out. 2006.
- Miranda, M. L.; Hale, B. Waste not, want not: the private and social costs of waste-to-energy production. *Energy Policy* , v.25, n.6, p.587-600, 1997.
- MOREIRA, J. R.; GOLDEMBERG, J. The alcohol program. *Energy Policy* , v.27, p.229-45, 1999.
- MORRIS, M.; WALDHEIM, L. Energy recovery from solid waste fuels using advanced gasification technology. *Waste Management* , v.18, p.557-64, 1998.
- MÜLLER, G. et al. Large gas turbines – the insurance aspects (update). *Proceedings of the International Association of Engineering Insurers Conference* , IMIA WGP13(00)E. 2000. 22p. Disponível em: <[http://www.imia.com/downloads/imia\\_papers/wgp13\\_2000.pdf](http://www.imia.com/downloads/imia_papers/wgp13_2000.pdf)>. Acesso em: 1<sup>o</sup> abr. 2008.
- MÜLLER, M. D.; COUTO, L. *Avaliação de densidade de plantio e rotação de plantações de rápido crescimento para produção de biomassa* . Relatório Técnico. Rede Nacional de Biomass para Energia (Renabio). 2006.
- NAE – Núcleo de Assuntos Estratégicos da Presidência da República. Mudança do clima – Volume II: Mercado de Carbono. *Cadernos NAE* , v.II, n.4, p.18, 2005. Disponível em: <[http://www.nae.gov.br/doc/mudancadoclima2/caderno\\_mudancasclimaticasquioto.pdf](http://www.nae.gov.br/doc/mudancadoclima2/caderno_mudancasclimaticasquioto.pdf)>. Acesso em: 14 dez. 2007.
- NAKATA, T. et al. Application of energy system models for designing a low-carbon society. *Progress in Energy and Combustion Science* , v.37, p.462-502, 2011.
- NAKIĆ ENOVIĆ , N. *Energy Scenarios for Sustainable Development* . Campinas, Seminário “Sustentabilidade na Geração e Uso de Energia no Brasil: os Próximos Vinte Anos”, Unicamp. Disponível em: <[http://www.cgu.rei.unicamp.br/energia2020/papers/paper\\_Nakicenovic.ppt](http://www.cgu.rei.unicamp.br/energia2020/papers/paper_Nakicenovic.ppt)>, 2002. Acesso em 18 maio 2004.
- NAKIĆ ENOVIĆ , N. et al. Long-term strategies for mitigating global warming – chapter 1 – introduction. *Energy* , v.18, n.5, p.403-19, 1993.
- NAKIĆ ENOVIĆ , N. et al. Decarbonization as a long-term energy strategy. In: KAYA, Y.; YOKOBORI, K. (Ed.) *Environment, energy and economy* . Tokyo: United Nations University Press, 1997.
- NEVES JÚNIOR, P. *Condutividade superiônica de membranas de nasicon : aplicação em eletrolisadores alcalinos*. 1987. Dissertação (Mestrado em Física) – Instituto de Física Gleb Wataghin, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 1987.

- NGUYEN, V. M. et al. Development of a solar-powered passive ejector cooling system. *Applied Thermal Engineering* , v.21, p.157-68, 2001.
- NI, M. et al. Potential of renewable hydrogen production for energy supply in Hong Kong. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.31, p.1401-12, 2006.
- NOGUEIRA, L. A. H. *Biodigestão – a alternativa energética*. São Paulo: Nobel, 1986.
- NORTON, B. Renewable electricity – what is the true cost? *Power International Journal* , v.13, n.1, p.6-12, 1999.
- OGDEN, J. M. *Review of small stationary reformers for hydrogen production* . Report to the International Energy Agency. March, 2001. 64p. Disponível em: <[http://www.princeton.edu/~energy/publications/pdf/2001/Ogden\\_01\\_Review\\_of\\_small\\_stationary\\_reformers\\_for\\_hydrogen.pdf](http://www.princeton.edu/~energy/publications/pdf/2001/Ogden_01_Review_of_small_stationary_reformers_for_hydrogen.pdf)>. Acesso em: 3 mar. 2008.
- OLIVEIRA, J. G. et al. Cogeração com bagaço de cana-de-açúcar no Estado de São Paulo no contexto do mecanismo de desenvolvimento limpo. In: IX SIMPÓSIO DE ADMINISTRAÇÃO DA PRODUÇÃO, LOGÍSTICA E OPERAÇÕES INTERNACIONAIS – SIMPOI 2006. *Anais ...*, 2006. Disponível em: <[http://www.simpoi.fgvsp.br/simpoi/arquivo/2006/artigos/E2006\\_T00610\\_PCN36009.pdf](http://www.simpoi.fgvsp.br/simpoi/arquivo/2006/artigos/E2006_T00610_PCN36009.pdf)>. Acesso em: 17 dez. 2007.
- OTOMA, S. et al. Estimation of energy recovery and reduction of CO<sub>2</sub> emissions in municipal solid waste power generation. *Resources, Conservation and Recycling* , v.20, p.95-117, 1997.
- OTTER, N. (Coord.) *A vision for clean fossil power generation (recommendations for a UK Carbon Abatement Programme for Fossil Fuel Power Generation 2004)* . Leicester, UK, May, 2004. Disponível em: <[http://www.apgtf-uk.com/index.php?option=com\\_docman&task=cat\\_view&gid=8&Itemid=7](http://www.apgtf-uk.com/index.php?option=com_docman&task=cat_view&gid=8&Itemid=7)>. Acesso em: 1<sup>o</sup> jul. 2007.
- PENNER, S. S. Steps toward the hydrogen economy. *Energy* , v.31, p.33-43, 2006.
- PENNER, S. S. et al. Long-term global energy supplies with acceptable environmental impacts. *Energy* , v.17, n.10, p.883-99, 1992.
- PENNINGER, J. M. L. *Co-generation of olefins and electric power. Environmentally Benign Chemical Processes*. Polanica, Poland, 1996.
- Phylipsen, D. et al. Benchmarking the energy efficiency of Dutch industry: an assessment of the expected effect on energy consumption and CO<sub>2</sub> emission. *Energy Policy* , v.30, p.663-79, 2002.
- Piffer, L. *Análise de um gaseificador de resíduos de madeira* . Trabalho de conclusão de curso. (Graduação em Engenharia Química) Universidade de Caxias do Sul, 1999. Disponível em: <<http://www.uces.br/ccet/deme/emsoares/inipes/gasequi.html>> Acesso em: 10 out. 2006.
- PILAVACHI, P. A. The role of the European Union in promoting energy efficiency in the paper industry. *Applied Thermal Engineering* , v.16, p.539-48, 1996.

- PILLAI, I. R.; BANERJEE, R. Renewable energy in India: status and potential. *Energy* , v.34, p.970-80, 2009.
- Pipatti, R.; Savolainen, I. Role of energy production in the control of greenhouse gas emissions from waste management. *Energy Conversion and Management* , v.37, n.6-8, p.1105-10, 1996.
- PORTER, R. W.; MASTANAIAH, R. Thermal-economic analysis of heat-matched industrial cogeneration systems. *Applied Energy* , v.7, n.2, p.171-87, 1982.
- PORTEUS, A. Energy from waste incineration – a state of the art emissions review with an emphasis on public acceptability. *Applied Energy* , v.70, p.157-67, 2001.
- PULIAFITO, S. E. et al. Modeling population dynamics and economic growth as competing species: an application to CO<sub>2</sub> global emissions. *Ecological Economics* , v.65, p.602-15, 2008.
- RAMOS, R. A. *Um sistema para auxílio no sequenciamento de um laminador de tiras a quente em uma usina siderúrgica integrada* . Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) – Pontifícia Universidade Católica. Rio de Janeiro, 2002. Disponível em: <[http://www.maxwell.lambda.ele.puc-rio.br/cgi-bin/PRG\\_0599.EXE/3762\\_1.PDF?NrOcoSis=7255&CdLinPrg=pt](http://www.maxwell.lambda.ele.puc-rio.br/cgi-bin/PRG_0599.EXE/3762_1.PDF?NrOcoSis=7255&CdLinPrg=pt)>. Acesso em: 13 nov. 2007.
- RAO, K. U.; KISHORE, V. V. N. A review of technology diffusion models with special reference to renewable energy technologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* , v.14, p.1070-8, 2010.
- REDDY, B. S. Modelling of competing technologies in the residential sector. *Energy Conversion and Management* , v.37, p.117-25, 1996.
- REIS, L. B. et al. *Energia, recursos naturais e a prática do desenvolvimento sustentável* . São Paulo: Manole, 2005. Cap. 2 – Energia, infraestrutura e desenvolvimento sustentável.
- RIGAMONTI, L. et al. Life cycle assessment of optimising the level of separated collection in integrated MSW management systems. *Waste Management* , v.29, p.934-44, 2009.
- RIVERS, N.; JACCARD, M. Useful models for simulating policies to induce technological change. *Energy Policy* , v.34, p.2038-47, 2006.
- ROCHA, M. T. *Aquecimento global e o mercado de carbono : uma aplicação do modelo CERT*. 2003. Tese (Doutorado em Ciências, área de Economia Aplicada) – Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, Universidade de São Paulo. Piracicaba, 2003. Disponível em: <[http://www.cepea.esalq.usp.br/pdf/tese\\_marcelo.pdf](http://www.cepea.esalq.usp.br/pdf/tese_marcelo.pdf)>. Acesso em: 14 dez. 2007.
- RODRIGUES, F. A. *Inclusão das dimensões social e ecológica em planos de manejo para florestas de rápido crescimento* . 2002. Dissertação (Mestrado em Recursos Florestais) – Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz, Universidade de São Paulo. Piracicaba, 2002.
- RODRIGUES, P. E. et al. Aproveitamento de características físicas dos gases de alto forno para geração de energia elétrica em uma siderúrgica: O Caso da Companhia Siderúrgica

- de Tubarão (CST). In: XXIII ENCONTRO NAC. DE ENG. DE PRODUÇÃO – Ouro Preto, MG, Brasil. 2003. Disponível em: <[http://www.uvv.br/cursos/publicacoes\\_EP/2003Aproveitamento%20de%20caracter%C3%ADsticas%20f%C3%ADsticas%20dos%20gases%20de%20alto%20forno%20para%20gera%C3%A7%C3%A3o%20de%20energia%20el%C3%A9trica%20em%20uma%20sider%C3%BArgica.pdf](http://www.uvv.br/cursos/publicacoes_EP/2003Aproveitamento%20de%20caracter%C3%ADsticas%20f%C3%ADsticas%20dos%20gases%20de%20alto%20forno%20para%20gera%C3%A7%C3%A3o%20de%20energia%20el%C3%A9trica%20em%20uma%20sider%C3%BArgica.pdf)>. Acesso em: 13 nov. 2007.
- ROJEY, A. et al. *Combined production of hydrogen, clean power and quality fuels*. 2003. Disponível em: <<http://uregina.ca/ghgt7/PDF/papers/nonpeer/073.pdf>>. Acesso em: 7 maio 2007.
- ROJEY, A. et al. Combined production of hydrogen, clean power and quality fuels. *Pétrole et Techniques*, n.447, p.40-43, 2003. [versão revisada, à qual não tivemos acesso]
- ROPPA, B. F. *Evolução do consumo de gasolina no Brasil e suas elasticidades: 1973 a 2003*. 2005. Monografia (Bacharelado em Economia) – Faculdade de Economia. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2005. Disponível em: <[http://www.gee.ie.ufrj.br/pdf/a\\_evolucao\\_do\\_consumo\\_de\\_gasolina\\_no\\_rasil\\_e\\_suas\\_elasticidades\\_1973\\_a\\_2003.pdf](http://www.gee.ie.ufrj.br/pdf/a_evolucao_do_consumo_de_gasolina_no_rasil_e_suas_elasticidades_1973_a_2003.pdf)>. Acesso em: 6 set. 2006.
- ROSA, L. P. (Coord.) Geração de energia a partir de resíduos do lixo e óleos vegetais. In: TOLMASQUIM, M. T. (Org.) *Fontes renováveis de energia no Brasil*. Rio de Janeiro: Interciência/Cenergia, 2003. p.93-161.
- RUBIO-MAYA, C. et al. Sequential optimization of a polygeneration plant. *Energy Conversion and Management*, v.52, p.2862-9, 2011.
- RÜTHER, R. Panorama atual da utilização da energia solar fotovoltaica e o trabalho do Labsolar nesta área. In: MONTENEGRO, A. A. (Org.) *Fontes não-convencionais de energia – as tecnologias solar, eólica e de biomassa*. Florianópolis: Universidade Federal de Santa Catarina/Labsolar, 2000. p.11-30.
- SANTARELLI, M. *Thermodynamic, economic and environmental considerations in the analysis and optimization of energy systems*. Torino, 1998. Tese (Doutorado) – Dipartimento di Energetica, Politecnico di Torino.
- SANTARELLI, M.; BORCHIellini, R.; MASSARDO, A. F. Carbon tax vs CO<sub>2</sub> sequestration effects on environomic analysis of existing power plants. In: International Symposium on Efficiency, Costs, Optimization and Simulation of Energy Systems, ECOS '99, ASME, Tokyo, Japan, June 1999.
- SANTOS, L. M. R. *Programação de rotação de culturas – modelos e métodos de solução*. 2009. Tese (Doutorado em Ciências de Computação e Matemática Computacional) – Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2009.
- SANTOS, L. M. R. et al. Sustainable vegetable crop supply problem. *European Journal of Operational Research*, v.204, p.639-47, 2010.
- SÃO PAULO. Instituto de Pesquisas Tecnológicas – IPT. *Lixo municipal – Manual de gerenciamento integrado*. São Paulo, 1998.

- SÃO PAULO. Secretaria de Estado do Meio Ambiente. Resolução SMA Nº 008 de 31 de Janeiro de 2008. São Paulo, 2008. Disponível em: <[http://www.ambiente.sp.gov.br/wp-content/uploads/resolucao/2008/2008\\_res\\_est\\_sma\\_08.pdf](http://www.ambiente.sp.gov.br/wp-content/uploads/resolucao/2008/2008_res_est_sma_08.pdf)>. Acesso em: 29 out. 2013.
- SCHWARTZ, P. *The art of the long view: paths to strategic insight for yourself and your company*. New York: Doubleday, 1991.
- SCHULTZ, M. G. et al. Air pollution and climate-forcing impacts of a global hydrogen economy. *Science* , v.302, p.624-7, Oct. 2003.
- SHAO, Y. et al. Natural gas fired combined cycle power plant with CO<sub>2</sub> capture. *Energy Conversion and Management* , v.36, p.1115-28, 1995.
- SHEN, L.; ZHANG, D. Low-temperature pyrolysis of sewage sludge and putrescible garbage for fuel oil production. *Fuel* , v.84, p.809-15, 2005.
- SHIRASAKI, Y. et al. Development of membrane reformer system for highly efficient hydrogen production from natural gas. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.34, p.4482-7, 2009.
- SHREVE, R. N.; BRINK, J. A. *Indústrias de Processos Químicos* . 4.ed. Rio de Janeiro: Editora Guanabara, 1977.
- SIEMONS, R. V. Identifying a role for biomass gasification in rural electrification in developing countries: the economic perspective. *Biomass and Bioenergy* , v.20, p.271-85, 2001.
- SILVA, A. M. *Estudo da combustão de carvões e misturas com o coque verde de petróleo injetadas em altos fornos* . 2006. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”. Guaratinguetá, 2006.
- SILVA, E. P. Energia a partir do uso do hidrogênio (cap. 8). In: TOLMASQUIM, M. T. (Org.) *Fontes renováveis de energia no Brasil* . Rio de Janeiro: Interciência/Cenergia, 2003. p.379-424.
- SIMS, R. E. H. A kind of evolution – latest IPCC report identifies a major role for renewables. *Renewable Energy World* , v.4, n.3, p.31-45, 2001.
- SINHA, P.; PANDEY, A. An evaluative report and challenges for fermentative biohydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.36, p.7460-78, 2011.
- SJUNNESSON, L. Utilities and their investments in fuel cells. *Journal of Power Sources* , v.71, p.41-4, 1998.
- Slupek, s. et al. Energy recovery from liquid wastes of a sewage-treatment plant. *Energy Sources* , v.22, p.641-48, 2000.
- SMITH, A. R.; KLOSEK, J. A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes. *Fuel Processing Technology* , v.70, p.115-34, 2001.
- SOLARPACES – Solar Power And Chemical Energy Systems. *Solar power tower* . s. d. Disponível em: <[http://www.solarpaces.org/CSP\\_Technology/docs/solar\\_tower.pdf](http://www.solarpaces.org/CSP_Technology/docs/solar_tower.pdf)>. Acesso em: 20 jul. 2012.

- SONDREAL, E. A. et al. Review of advances in combustion technology and biomass cofiring. *Fuel Processing Technology* , v.71, p.7-38, 2001.
- SONG, T. W.; SALVAGNINI, W. M. Absorção: alguns aspectos conceituais e práticos. *Revista de Graduação da Engenharia Química* , ano III, n.3, jan.-jul. 1999. Disponível em: <<http://www.hottopos.com.br/regeq3/absor.htm>>. Acesso em: 28 dez. 2007.
- SOUZA, N. M. *Aproveitamento da energia hidroelétrica secundária para produção de hidrogênio eletrolítico* . 1998. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 1998.
- SPATH, P. L.; MANN, M. K. *Life cycle assessment of hydrogen production via natural gas steam reforming* . National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP 570-27637 Report. February, 2001. 33p. Disponível em: <<http://www.nrel.gov/docs/fy01osti/27637.pdf>>. Acesso em: 31 out. 2006.
- Spazzafumo, G. Cogeneration of power and hydrogen with integrated fuel processor counterpressure steam cycles. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.29, p.1147-50, 2004.
- STEINBERG, M. *CO<sub>2</sub> mitigation and fuel production* . US Department of Energy, BNL 65454 Informal Report. 1997. 19p. Disponível em: <[http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE\\_reports/65454/bnl\\_65454.pdf](http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_reports/65454/bnl_65454.pdf)>. Acesso em: 30 set. 2007.
- STEINBERT, M.; COOPER, J. F.; CHEREPY, N. High efficiency carbon and hydrogen fuel cells for CO<sub>2</sub> mitigated power. *Greenhouse Gas Control Technologies* , v.2, p. 1307-10, 2003.
- STEINFELD, H. et al. *Livestock's long shadow – environmental issues and options* . Food and Agriculture Organization of the United Nations. Rome, 2006. Disponível em: [www.virtualcentre.org/en/library/key\\_pub/longshad/A0701E00.pdf](http://www.virtualcentre.org/en/library/key_pub/longshad/A0701E00.pdf)>. Acesso em: 26 jan. 2007.
- STOLL, R. E.; LINDE, F. U. Hydrogen – what are the costs? *Hydrocarbon Processing* , v.79, n.12, p.42-46, 2000.
- SUMERU, K. et al. A review on two-phase ejector as an expansion device in vapor compression refrigeration cycle. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* , v.16, p.4927-37, 2012.
- SUN, D.-W. et al. Evaluation of a novel combined ejector-absorption refrigeration cycle – I. Computer Simulation. *Intern. Journal Refrigeration* , v.19, n.3, p.172-80, 1996.
- SUN, J. et al. A review of working fluids of absorption cycles. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* , v.16, p.1899-906, 2012.
- SVENDSEN, G. T. et al. Consumers, industrialists and the political economy of green taxation: CO<sub>2</sub> taxation in OECD. *Energy Policy* , v.29, p.489-97, 2001.
- SWANENBERG, G. M. J. M. *Cogeneration of ethylene and electricity with oxidative methane coupling* : study of technical feasibility and economic merit. Eindhoven: Eindhoven University of Technology, August 1998.

- SZKLO, A. S. *Fundamentos do refino de petróleo*. Rio de Janeiro: Interciência, 2005. 207p.
- TANAKA, K. et al. Design and evaluation of combined cycle system with solid oxide fuel cell and gas turbine. *Fuel*, v.79, p.1493-507, 2000.
- TAPIA, G. I. M.; COLLE, S. Otimização termoeconômica de ciclo de refrigeração por compressão por ejetor auxiliado com energia solar. In: BRAZILIAN CONGRESS ON THERMAL ENGINEERING AND SCIENCES, 8<sup>o</sup> – ENCIT 2000, Porto Alegre, RS. *Anais ... CD-ROM*, 2000.
- Tchobanoglous, G. et al. *Integrated Solid Waste Management*. New York: McGraw-Hill, 1993.
- TCHOBANOGLIOUS, G.; O'LEARY, P. R. Landfilling. In: KREITH, F. *Handbook of solid waste management*. New York: McGraw-Hill, 1994. p.12.1.
- TEIXEIRA JUNIOR, S. Hidrogênio é o futuro. *Revista Exame*, 14.5.2003, p.92-4, 2003.
- TERRIBLE, J. et al. Consider using hydrogen plants to cogenerate power needs. *Hydrocarbon Processing*, v.78, n.12, p.43-53, 1999.
- THE GREEN INITIATIVE. UMA shopping Morumbi carbon free. 2006. Relatório técnico. Disponível em: [www.thegreeninitiative.com/files/pdf/uma.pdf](http://www.thegreeninitiative.com/files/pdf/uma.pdf)>. Acesso em: 20 fev. 2007.
- THEMELIS, N. J.; KIM, Y. H.; BRADY, M. H. Energy recovery from New York City municipal solid wastes. *Waste Management & Research*, v.20, p.223-33, 2002.
- TIGRE, P. B. Paradigmas tecnológicos. *Estudos em Comércio Exterior*, v.1, n.2, p.1-13, 1997. Disponível em: <[http://www.ie.ufrj.br/ecex/pdfs/paradigmas\\_tecnologicos.pdf](http://www.ie.ufrj.br/ecex/pdfs/paradigmas_tecnologicos.pdf)>. Acesso em: 6 set. 2006.
- TILLMAN, D. A. Biomass cofiring: the technology, the experience, the combustion consequences. *Biomass and Bioenergy*, v.19, p.365-84, 2000.
- TRAVERSO, A.; MASSARDO, A. F.; SANTARELLI, M.; CALI, M. A new generalized carbon exergy tax: an effective rule to control global warming. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, v.125, p.972-8, 2003.
- UDAETA, M. E. M. *Planejamento Integrado de Recursos Energéticos – PIR – para o setor elétrico – pensando o desenvolvimento sustentável*. 1997. Tese (Doutorado em Engenharia de Sistemas de Potência) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo. São Paulo, 1997. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3143/tde-09082001113018/publico/Udaeta.pdf>>. Acesso em: 22 set. 2006.
- VARBANOV, P. et al. Synthesis of industrial utility systems: cost-effective decarbonisation. *Applied Thermal Engineering*, v.25, p.985-1001, 2005.
- VARUN, et al. LCA of renewable energy for electricity generation systems – a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v.13, p.1067-73, 2009.
- vianna JUNIOR, A. et al. *Manual de aplicação de sistemas descentralizados de geração de energia elétrica para projetos de eletrificação rural – energia biomassa – versão 1*.

- Relatório Técnico PER ADG-A / PER – 789/00. Cepel/Eletronbras, Rio de Janeiro, 2000.
- VIANNA JUNIOR, A.; VIEIRA, L. S. R. *Aproveitamento de resíduos agrícolas e agroindustriais em sistemas termelétricos e de cogeração*. Relatório técnico DPP/PER 957/02. Cepel/Eletronbras, Rio de Janeiro, 2002.
- WALLMAN, p. h. et al. Hydrogen production from wastes. *Energy*, v.23, n.4, p.271-8, 1998.
- WANG, J.; et al. Clean and efficient use of petroleum coke for combustion and power generation. *Fuel*, v.83, p.1341-8, 2004.
- WANG, J. et al. A theoretical study on a novel combined power and ejector refrigeration cycle. *International Journal of Refrigeration*, v.32, p.1186-94, 2009.
- WANG, J.-J. et al. Optimization of capacity and operation for CCHP system by genetic algorithm. *Applied Energy*, v.87, p.1325-35, 2010.
- werther, j.; ogada, t. Sewage sludge combustion. *Progress in Energy and Combustion Science*, v.25, p.55-116, 1999.
- WESTNER, G.; MADLENER, R. The benefit of regional diversification of cogeneration investments in Europe: a mean-variance portfolio analysis. *Energy Policy*, v.38, p.7911-20, 2010.
- WILLIAMS, J. K. et al. Industrial treatment of waste materials using tetronics plasma systems. In: BENNOCCI, R. et al. *Thermal plasmas for hazardous waste treatment*. Singapore: World Scientific Publ., 1996. p.112-25.
- WILSON, D. Quantifying and comparing fuel-cycle greenhouse-gas emissions. *Energy Policy*, v.18, n.6, p.550-62, 1990.
- WIMER, J. G. et al. Integration of gas turbines adapted for syngas fuel with cryogenic and membrane-based air separation units: issues to consider for system studies. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, v.128, p.271-80, 2006.
- WORLD BANK. *Municipal solid waste incineration*: Technical Guidance Report. Washington, D.C.: Clearance Center, 1999. 111p. Disponível em: <[http://www.worldbank.org/urban/solid\\_wm/erm/CWG%20folder/Waste%20Incineration.pdf](http://www.worldbank.org/urban/solid_wm/erm/CWG%20folder/Waste%20Incineration.pdf)>. Acesso em: 10 set. 2010.
- WORLD BANK/ESMAP. *Handbook for the preparation of landfill gas to energy projects in Latin America and the Caribbean*. Relatório Técnico Ref. 019399(6). Janeiro de 2004. 236p. Disponível em: <<http://www.bancomundial.org.ar/lfg/Archivos/handbook.pdf>>. Acesso em: 17 jan. 2006.
- WU, S.; EAMES, I. W. Innovations in vapour-absorption cycles. *Applied Energy*, v.66, p.251-66, 2000.
- XIA, Y. et al. A model for portfolio selection with order of expected returns. *Computers and Operations Research*, v.27, p.409-22, 2000.
- YANTOVSKI, E. I. *Energy and exergy currents*: an introduction to exergoeconomics. New York: New Science Publ. 1994.

- YANTOVSKI, E. I. Stack downward: zero emission fuel-fired power plants concept. *Energy Conversion and Management* , v.37, p.867-77, 1996.
- YILDIZ, B.; KAZIMI, M. S. Efficiency of hydrogen production systems using alternative nuclear energy technologies. *International Journal of Hydrogen Energy* , v.31, p.77-92, 2006.
- YOKOYAMA, R. et al. A MILP decomposition approach to large scale optimization in structural design of energy supply systems. *Energy Conversion and Management* , v.43, p.771-90, 2002.
- YU, J. et al. Analysis of the sorbent energy transfer system (SETS) for power generation and CO<sub>2</sub> capture. *Advances in Environmental Research* , v.7, p.335-45, 2003.
- Yuan, X. Z. et al. Cogeneration of cyclohexylamine and electrical power using PEM fuel cell reactor. *Electrochemistry Communications* , v.3, p.599-602, 2001.
- Yuan, X. Z. et al. Cogeneration of electricity and organic chemicals using a polymer electrolyte fuel cell. *Electrochimica Acta* , v.50, p.5172-80, 2005.
- ZHANG, N.; LIOR, N. Proposal and analysis of a novel zero CO<sub>2</sub> emission cycle with liquid natural gas cryogenic exergy utilization. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* , v.128, p.81-91, 2006.
- ZHU, Y.; JIANG, P. Hybrid vapor compression refrigeration system with an integrated ejector cooling cycle. *International Journal of Refrigeration* , v.32, p.68-78, 2009.

# APÊNDICES

# **APÊNDICE 1**

## **CICLOS TÉRMICOS DE GERAÇÃO DE ENERGIA**

Os ciclos térmicos de geração de energia podem ser classificados em:

### **Ciclos térmicos convencionais**

#### **Ciclos térmicos a vapor**

Compostos basicamente por caldeira, turbinas a vapor (de condensação pura, contrapressão pura, condensação com extrações ou contrapressão com extrações) e bombas, os ciclos térmicos a vapor podem ser de geração termelétrica pura ou de cogeração; no primeiro caso, um condensador associado a torres de resfriamento (secas ou úmidas) rejeita a potência térmica do combustível não convertida em potência de eixo na turbina na forma de fluxo térmico (Figura A1.1a), enquanto no ciclo térmico de cogeração esse mesmo fluxo térmico é empregado em algum processo (Figura A1.1b).

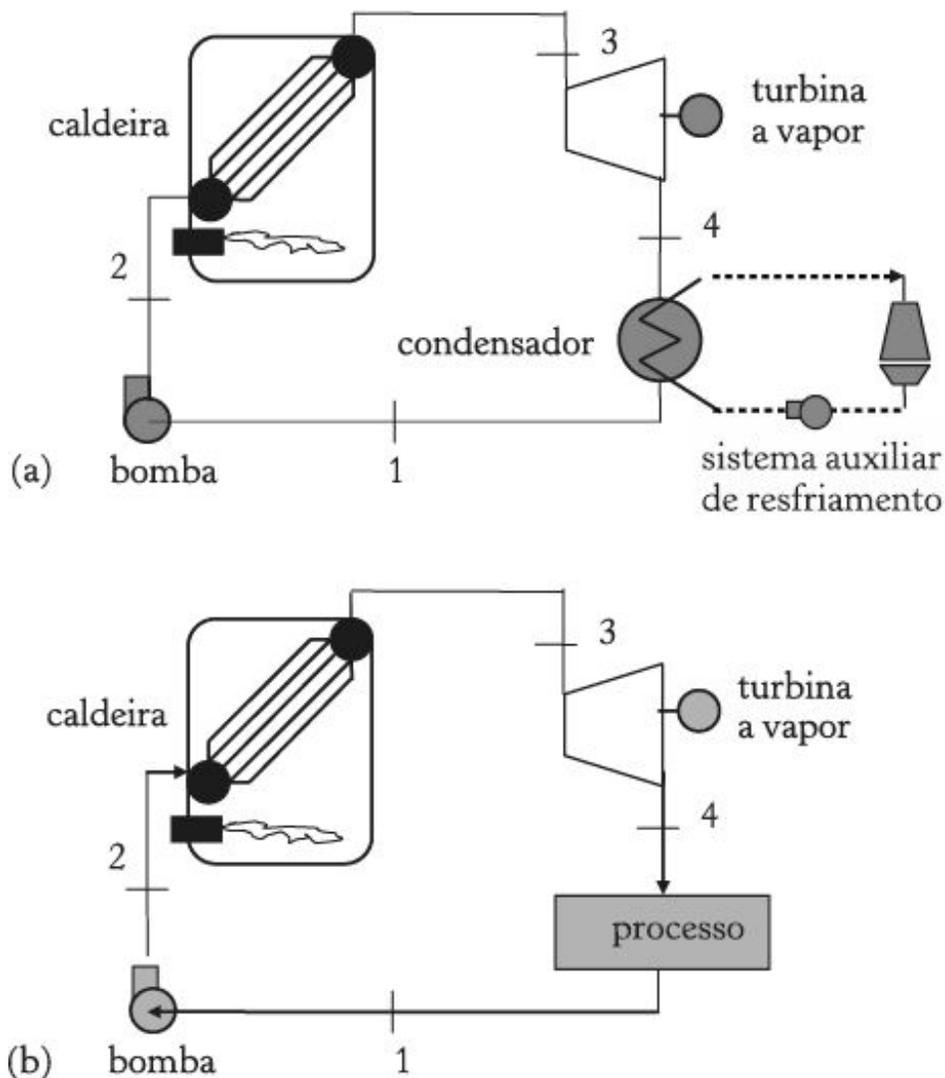


Figura A1.1 – Esquema básico de ciclo a vapor: (a) geração termelétrica e (b) cogeração

A caldeira pode gerar vapor no estado termodinâmico subcrítico ou supercrítico, relativamente à condição crítica do fluido utilizado (no caso do emprego de vapor, as condições críticas são 22 MPa e 374,15 °C). O combustível empregado pode ser sólido, líquido ou gasoso.

Turbinas a vapor de condensação pura são empregadas em ciclos termelétricos para que se aproveite toda a queda de entalpia desde o ponto de entrada até o ponto de saída da turbina a vapor, que é vacuométrica (da ordem de 0,005 MPa e título superior a 90%); equipamentos de condensação com extrações é utilizada para reaquecimento do fluido térmico empregado, de modo a aumentar a eficiência da conversão

energética. Turbinas de contrapressão pura ou com extrações, ou ainda as de condensação com extrações em certas situações, são empregadas para destinar parte do vapor a processos que o utilizam com temperaturas superiores à condição de saturação (para certo nível de pressão).

### Ciclos térmicos a gás e com motores de combustão interna

Conjuntos a gás são unidades compactas, com compressor e turbina a gás, vinculados no mesmo eixo, com câmara de combustão intermediária (em torre, anulares ou em câmulas) para queimar combustíveis líquidos ou gasosos a partir do fornecimento de ar pelo compressor. Tais sistemas têm alcançado rápida penetração no mercado de geração de energia pela elevada capacidade de geração, elevada confiabilidade operacional e rapidez na partida. Sua eficiência térmica pode ser melhorada por meio de processos de refrigeração intermediária do ar na compressão (*inter-cooling*), por adição de regenerador (trocador de calor após a saída dos gases, pré-aquecendo o ar de entrada na câmara de combustão) e reaquecimento intermediário dos gases na expansão, alternativas que são apresentadas na Figura A1.2.

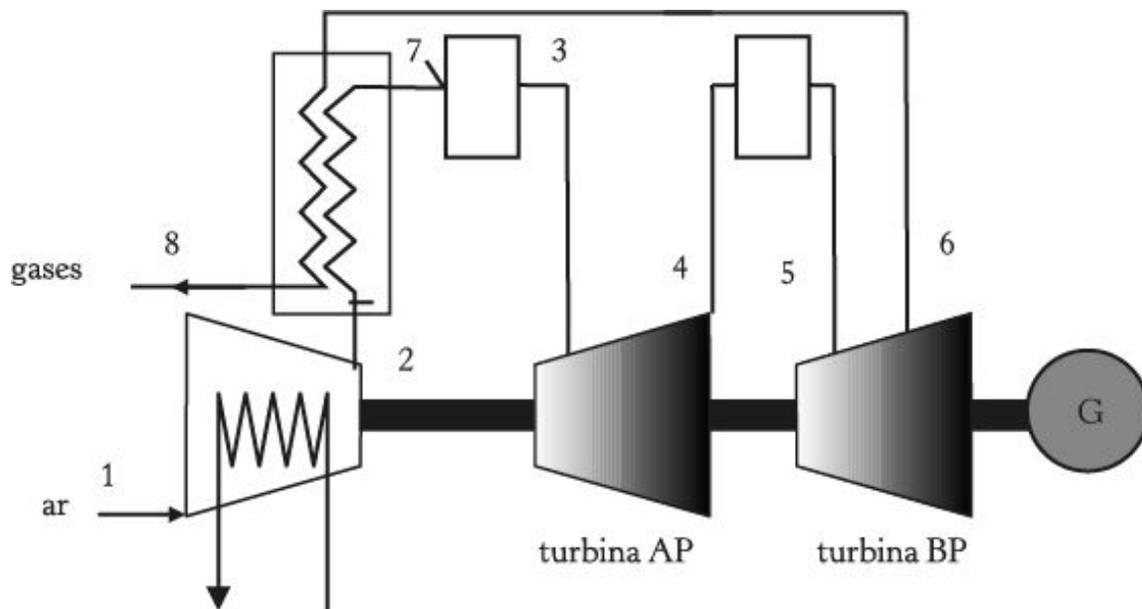


Figura A1.2 – conjunto a gás com resfriamento intermediário, reaquecimento e regeneração

Os conjuntos a gás podem queimar combustíveis líquidos ou gasosos e podem ser construídos para geração de energia (unidades estacionárias ou *heavy duty* ) ou propulsão, com conceitos ligeiramente distintos em termos de projeto (como na definição da câmara de combustão, por exemplo) e operação (com respeito à variação de rotação, por exemplo). Conjuntos a gás voltados à propulsão podem ser utilizados na geração de energia após sua vida útil em aeronaves (turbinas aeroderivativas). As temperaturas alcançadas pelos gases de exaustão estão na faixa entre 400 e 650 °C, e tal fluxo de gases pode ser enviado a caldeiras de recuperação de calor (com ou sem queimador suplementar) para a produção de vapor saturado ou superaquecido.

Motores de combustão interna, seja da tecnologia Diesel quanto da tecnologia Otto (ou Beau de Rochas, como a ele se referem os franceses) podem ser empregados em situações de atendimento de necessidades de energia próximas daquelas supridas por conjuntos a gás. A distinção se encontra especialmente na característica energética da vazão de gases de exaustão, que no caso dos motores de combustão interna é menor que nos conjuntos a gás, além de o limite de temperatura seja ligeiramente inferior. De igual modo, os gases de exaustão podem ser enviados a caldeiras de recuperação de calor. A Figura A1.3 ilustra os principais componentes energéticos presentes em um motor de combustão interna.

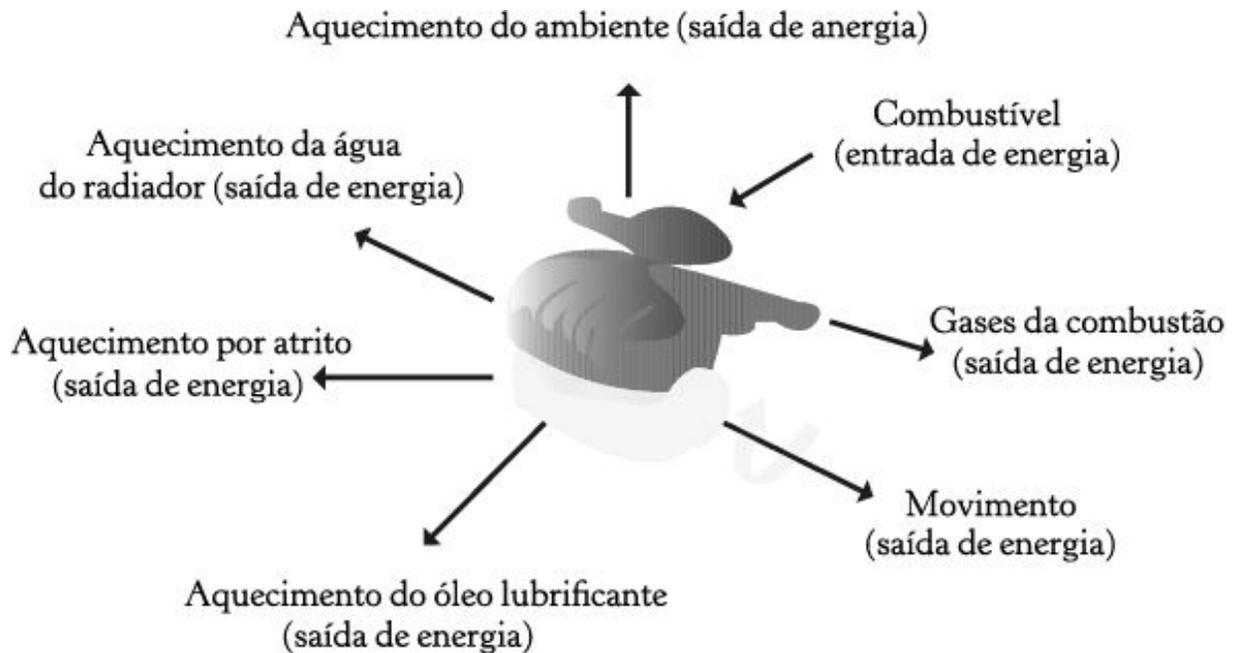


Figura A1.3 – balanço de energia em um motor de combustão interna  
 Fonte: Dias et al. (2006).

## Ciclos térmicos combinados

Ciclo combinado é um termo genérico pelo qual se associam duas ou mais formas de geração de energia com aproveitamento em cascata dos produtos da transformação energética. Constitui uma forma de aproveitamento da energia remanescente de um ciclo térmico em outro ciclo térmico, processo conhecido como “cascata energética”. Os ciclos combinados mais comuns são os que empregam conjuntos a gás associados a caldeiras de recuperação de calor e turbinas a vapor (ciclo combinado gás/vapor), mas não há qualquer objeção a se empregar, por exemplo, motores de combustão interna no lugar de conjuntos a gás. A Figura A1.4 ilustra um ciclo combinado gás/vapor.

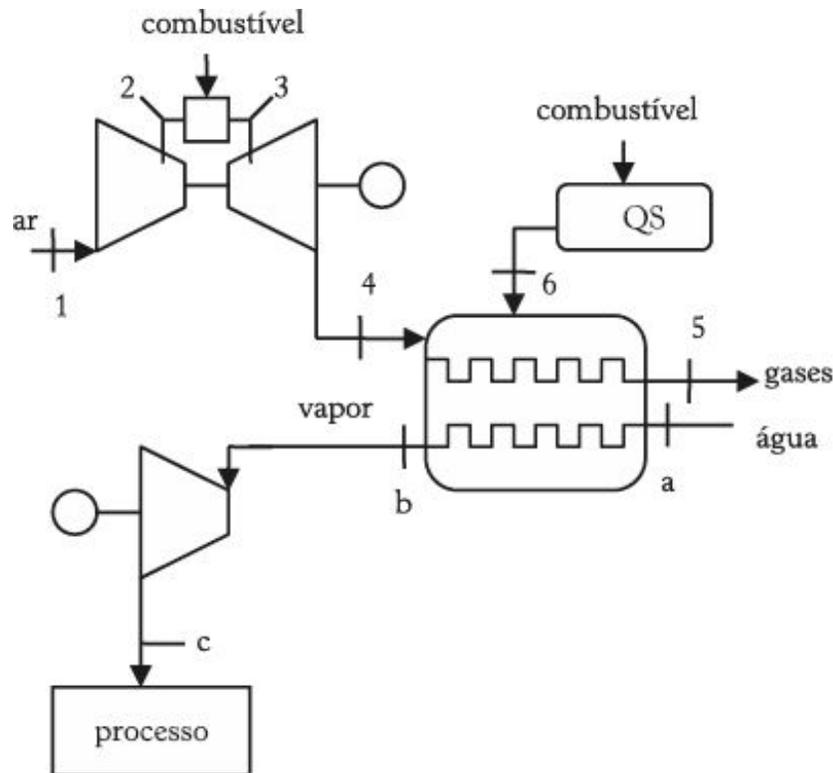


Figura A1.4 – ciclo combinado gás/vapor

## Ciclos térmicos avançados

*Ciclos térmicos a gás com injeção de vapor* : conjuntos a gás com injeção de vapor na câmara de combustão (STIG, Steam Injection Gas Turbine) representam uma alternativa eficiente para o incremento da potência gerada em um ciclo. A injeção de vapor em turbinas a gás tem sido empregada de modo a aumentar a eficiência dos ciclos em cargas parciais, uma vez que o vapor pode deslocar a demanda de combustível na câmara de combustão.

Esse ciclo foi originalmente denominado ciclo Cheng, em face de quem o concebeu (Joshi; Lee, 1996), sendo apenas posteriormente referido como STIG. Conjuntos a gás com injeção de vapor representam uma alternativa eficiente para o incremento do fluxo de massa e da potência gerada em um ciclo, além de significativa melhoria nas emissões de  $\text{NO}_x$ . A Figura A1.5 ilustra o sistema STIG.

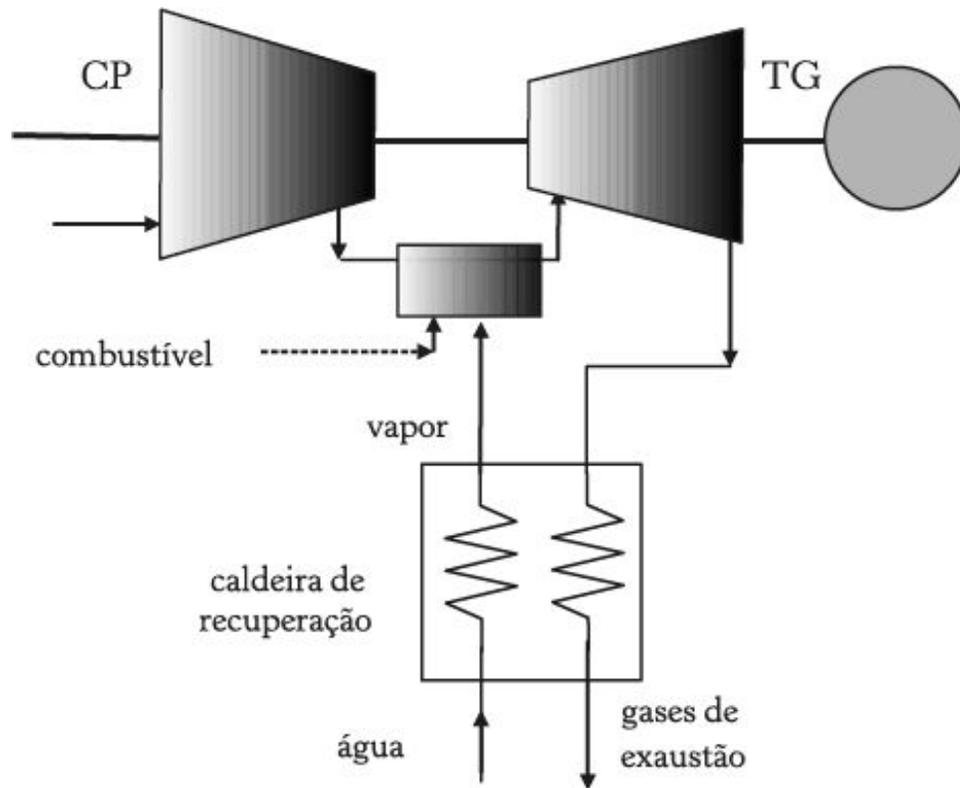


Figura A1.5– sistema STIG

*Ciclo térmico a gás com injeção de vapor e gaseificação integrada* : associado à queima de carvão gaseificado, o sistema anteriormente apresentado é assinalado como CIC/STIG (Coal-Integrated Gasifier/Steam Injected Gas Turbine) enquanto a sigla BIG/STIG (Biomass-Integrated Gasifier/Steam Injected Gas Turbine) se refere à gaseificação de biomassa. A Figura A1.6 ilustra a unidade BIG/STIG.

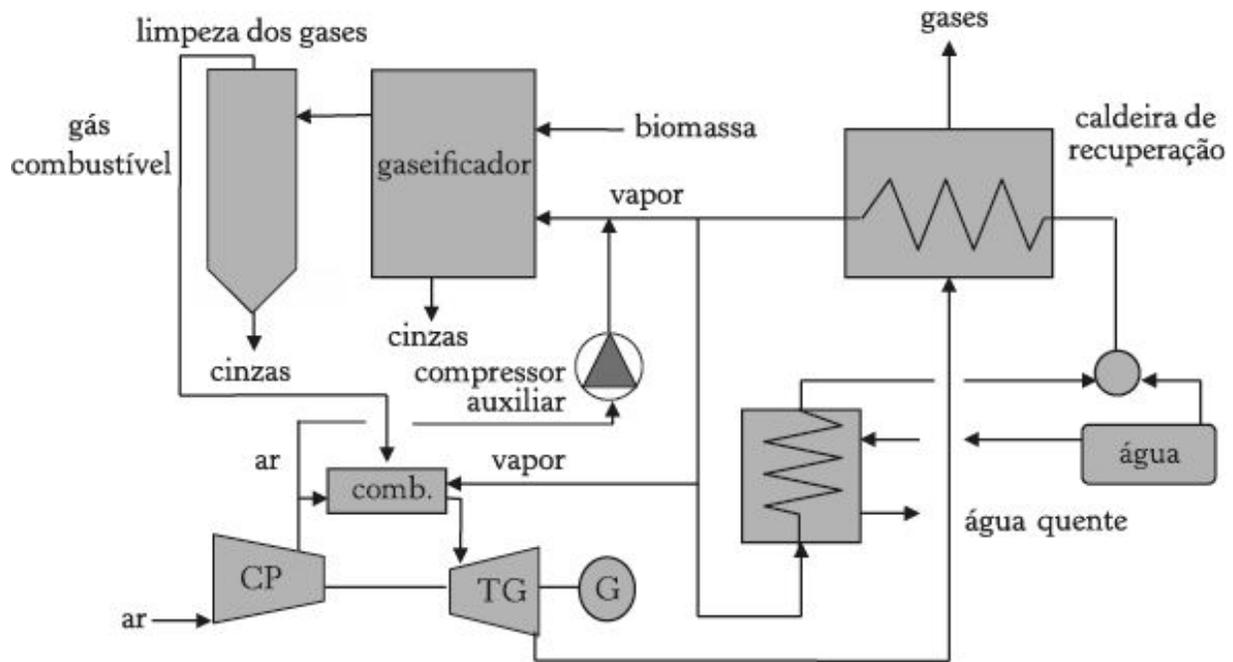


Figura A1.6 – Unidade BIG/STIG

*Ciclos combinados de gaseificação integrada* : os sistemas integrados de gaseificação e ciclo combinado (IGCC, Integrated Gasification Combined Cycle) representam a conjugação de diversas tecnologias de conversão de energia; unidades de gaseificação de carvão mineral ou biomassa produzem gases combustíveis que acionam conjuntos a gás, estes produzindo potência de eixo.

Os gases exaustados das turbinas a gás geram vapor de água em uma caldeira de recuperação, com ou sem queima auxiliar, acionando uma turbina a vapor, que por sua vez também gera energia elétrica; parcela do vapor gerado pode ser usada como agente de gaseificação ou como vapor de processo em um complexo industrial. A Figura A1.7 ilustra o sistema IGCC.

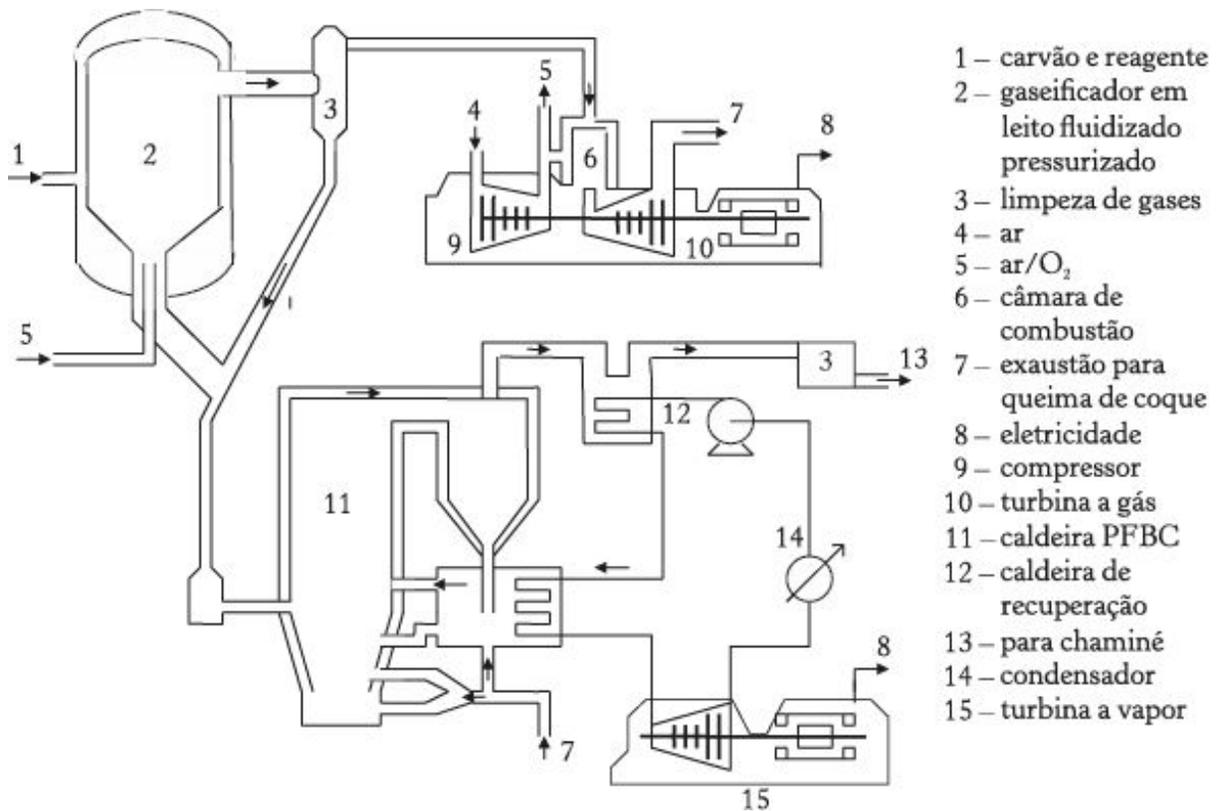


Figura A1.7 – Sistema híbrido IGCC com caldeira de leito fluidizado pressurizado

*Conjunto a gás de ar úmido (HAT, Humid Air Turbine):* são variações do ciclo básico de sistemas evaporativos, e a história desse ciclo é longa, ainda que venha sendo considerado apenas mais recentemente. Conforme relata Heppenstall (1998), os ciclos HAT são próximos do ciclo STIG: neste último, vapor é gerado numa caldeira de recuperação, ao passo que, no ciclo HAT, água líquida é injetada no fluxo de ar que sai do compressor com temperatura elevada pela termodinâmica desse processo, resultando na mistura de ar úmido decorrente de sua evaporação, e que é aquecida pelos gases de escape da turbina, em um trocador de calor, antes de entrar na câmara de combustão (Figura A1.8).

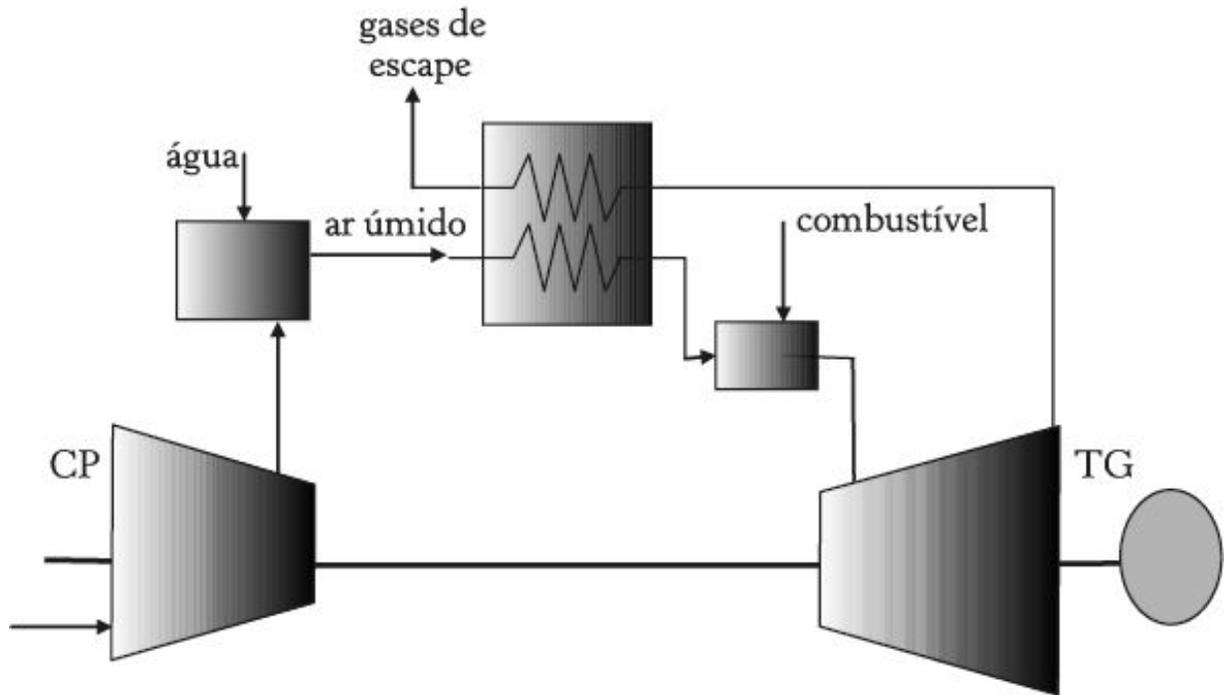


Figura A1.8 – Conjunto a gás de ar úmido (HAT)

*Conjunto a gás com recuperação química (CRGT, Chemically Recuperated Gas Turbine):* constituem um dos conceitos de ciclos avançados que contam com grande interesse em sua avaliação. Do ponto de vista operacional, gás natural é misturado ao vapor gerado e levado para o reformador, onde a mistura é aquecida pelos gases de exaustão do conjunto a gás e uma reação exotérmica ocorre entre o metano e o vapor, conforme Figura A1.9.

Um aspecto interessante apresentado por Abdallah e Harvey (2001) diz respeito à necessidade da reação exotérmica em questão necessitar da presença de níquel como catalisador, tendo por resultado  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ , vapor excedente e metano não convertido. Conforme et al. (1998), a completa conversão do metano pode aumentar o poder calorífico efetivo do combustível em até 30%; dessa forma, a mistura vapor/metano <sup>70</sup> absorve calor tanto termicamente (quando é aquecido) quanto quimicamente (pela reação endotérmica), resultando em um potencial de recuperação energética superior ao procedimento convencional para tanto.

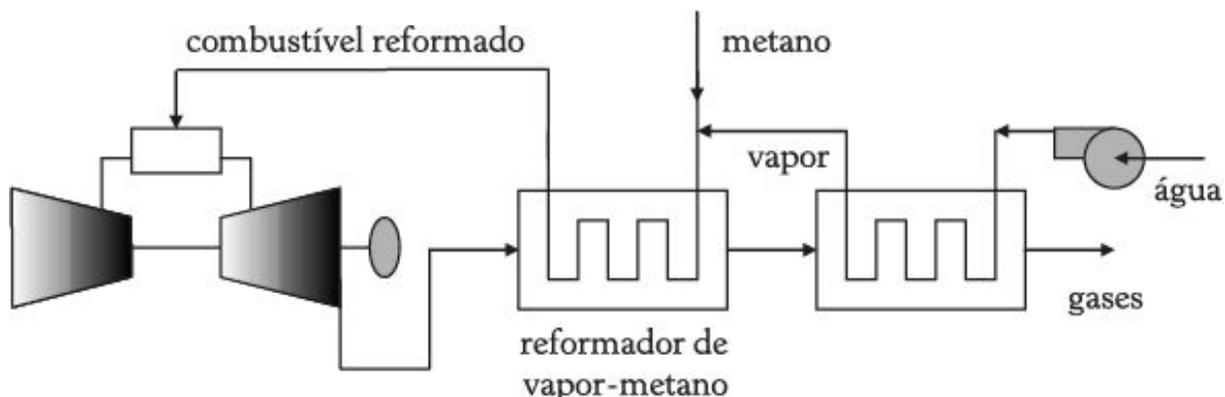


Figura A1.9 – Conjunto a gás com recuperação química (CRGT)

A Tabela A1.1 sumariza a condição de desenvolvimento de alguns dos ciclos apresentados.

Tabela A1.1 – Sumário das tecnologias de geração com turbinas a gás

sigla	definição	componentes	aspectos principais	mercado e condição atual
<b>STIG</b>	conjunto a gás com injeção de vapor	conjunto a gás (em geral aeroderivativo) e caldeira de recuperação	o calor retirado do conjunto a gás é recuperado para produzir vapor diretamente injetado na câmara de combustão. Comparado com CTGT, produz menor potência e menor eficiência, mas também tem menor custo para unidades de médio porte, com aplicações em carga intermediária.	comercialmente disponível para aplicações de cogeração com cargas intermediárias. A turbina LM5000-STIG apresenta 51,16 MW, eficiência de 43,8% e custo específico de 272 \$/kW.
<b>HAT</b>	conjunto a gás com ar úmido	turbina a gás, regenerador e saturador	o calor contido nos gases de exaustão é recuperado para saturar e reaquecer o ar na saída do compressor. Comparado com CCGT e STIG, apresenta custo, capacidade e eficiência intermediária entre esses ciclos, com aplicações em carga intermediária e de base.	uma máquina disponível em escala de demonstração, desenvolvida pela Westinghouse.
<b>ICADGT</b>	conjunto a gás aeroderivativa com resfriamento intermediário	conjunto a gás aeroderivativo modificado e compressor com resfriamento intermediário	um resfriador intermediário é adicionado à saída do compressor de baixa pressão. Comparado com turbinas a gás aeroderivativas, menor consumo específico de potência do compressor e menor fluxo de ar para resfriamento de ar.	O principal promotor desse projeto é o projeto CAGT1 para aplicações em carga intermediária.
<b>CRGT</b>	conjunto a gás quimicamente recuperada	conjunto a gás, caldeira de recuperação, reformador de metano e vapor	o calor eliminado é recuperado para produzir vapor que, ao invés de ser superaquecido num ciclo STIG, é misturado ao metano para facultar uma reação altamente endotérmica no reformador. Vantagem: $\text{NO}_x$ reduzido a 1-3 ppm e eficiência chega a 50%.	O principal promotor desse projeto é a California Energy Commission. Aplicações de carga intermediária em centrais de média carga. Seu mercado depende das futuras regulamentações de $\text{NO}_x$ .

Nota: O texto fala em CAGT, mas pode ser CCGT ou CRGT. Fonte: Abdallah e Harvey (2001).

---

70 A taxa típica vapor/metano está na faixa entre 3 e 5 (mol H<sub>2</sub> O/molCH<sub>4</sub> ) para reformadores de vapor industriais, largamente utilizados para produção de hidrogênio para síntese de amônia ou metanol (Carcasci et al., 1998).

## APÊNDICE 2

# PROCESSOS DE CONVERSÃO QUÍMICA

Ao longo do texto principal foram citados alguns processos de conversão química utilizados regularmente pela indústria química no processamento de combustíveis. Neste apêndice procura-se tratar de forma sucinta, porém conclusiva, os principais aspectos que envolvem tais processos:

### **Tecnologias gás-para-gás (GTG, Gas-To-Gas Technologies)**

#### **Reforma a vapor**

De acordo com Ogden (2001), a reforma catalítica de vapor do metano é um processo bem estabelecido e comercialmente disponível para a produção de hidrogênio. A reação de reforma expressa por:



é endotérmica e requer injeção externa de calor. A operação econômica do reator de reforma é favorecida quando se encontra com pressão entre 0,3 MPa e 2,5 MPa e temperaturas entre 700 °C a 850 °C. A fonte externa de calor, necessária para a reação, é obtida pela queima de frações de gás natural utilizado como matéria prima (até 25%) ou a queima de gases residuais, como o gás derivado da purga do sistema de purificação do hidrogênio. A troca térmica dos reagentes é obtida de forma indireta pelo uso de trocadores de calor. O metano e vapor reagem em tubos preenchidos com catalisador. Tipicamente, a taxa vapor/carbono (em massa) é cerca de 3:1 ou mais, para evitar a coqueificação do catalisador (com taxas mais baixas da razão vapor/carbono, carbono sólido pode ser produzido em reações secundárias).

Após a reforma, o gás de síntese resultante é enviado a um ou mais reatores de troca (reatores de *shift*), nos quais a produção de hidrogênio é aumentada através da reação de troca água/gás:



que converte CO em H<sub>2</sub>. Essa reação é favorecida por temperaturas menores que 600 °C e pode ocorrer com temperaturas tão baixas quanto 200 °C desde que haja catalisador suficientemente ativo. O gás que sai do reator de *shift* contém preponderantemente H<sub>2</sub> (70% a 80%), mas também CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O e pequenas frações de CO.

Para produção de hidrogênio, a reação de *shift* é frequentemente realizada em dois estágios – um de alta temperatura, entre 350 °C e 475 °C, no qual ocorre a maior parte da reação, seguido de outro de baixa temperatura, entre 200 °C e 250 °C, que reduz a concentração de CO a pequena percentagem em volume; o hidrogênio é então purificado.

Segundo Ogden (2001), outra tecnologia promissora para a reforma a vapor é o emprego de *reator de membrana*, no qual a reforma a vapor, a troca água/gás e a purificação do hidrogênio ocorrem todas ao mesmo tempo em um só reator. Metano e vapor são enviados a um reator

pressurizado preenchido pelo catalisador. Um dos lados do reator é composto por uma membrana de paládio que é seletivamente permeável ao hidrogênio. Conforme ocorre a reação de reforma a vapor, o hidrogênio se desloca ao longo da membrana por diferença de pressão. Dependendo da pressão, temperatura e comprimento do reator, o metano pode ser completamente convertido e hidrogênio puro é produzido. Quando o hidrogênio puro é removido, a temperatura de operação pode ser reduzida, o que reduz os custos com materiais.

A Figura A2.1 ilustra um reator de membrana, sendo apresentadas a câmara de reação (A) onde entram metano e água (na condição de vapor), a membrana de paládio (C), o início (D) e final (B) do tubo de aço que contém a membrana, por onde se extrai o hidrogênio.

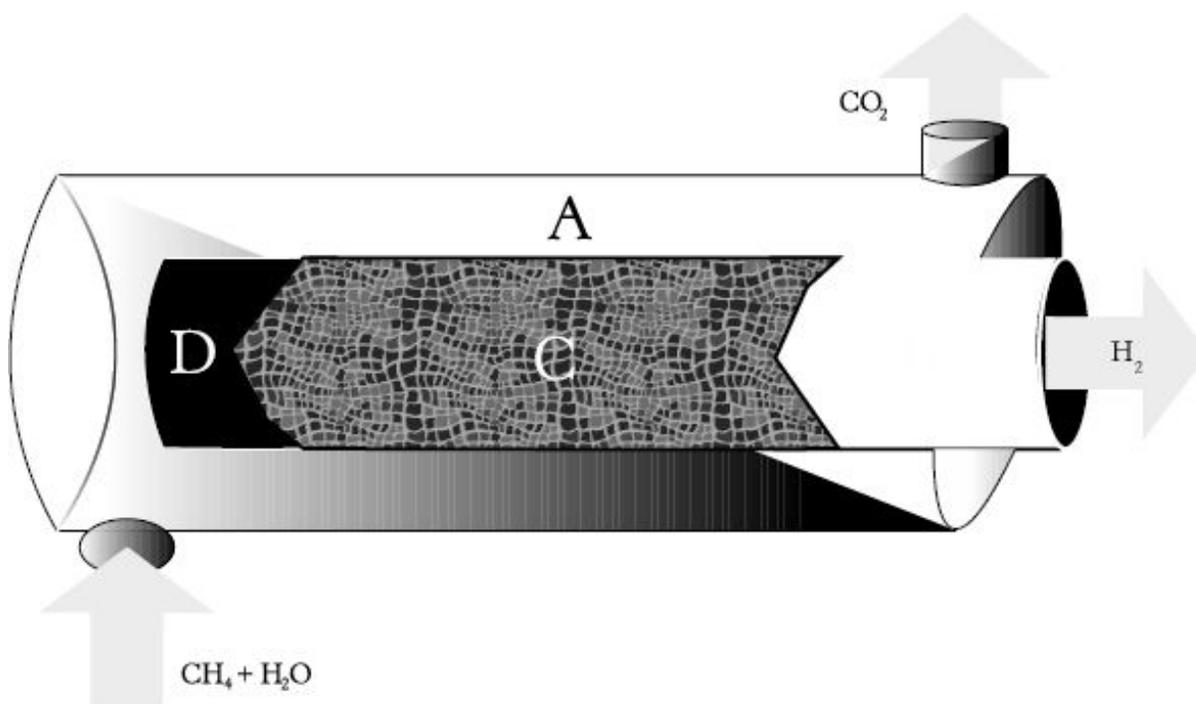


Figura A2.1 – esquema de reator de membrana e estrutura do catalisador de paládio

Fonte: Disponível em: <http://www.wpi.edu/News/Transformations/2005Spring/investigations.html>. Acesso em: 30 mar. 2008.

## Oxidação parcial de vapor

Outro método comercialmente disponível de produzir hidrogênio a partir de hidrocarbonetos, segundo Ogden (2001), é o processo de oxidação parcial de vapor, no qual metano ou outro hidrocarboneto é oxidado para produzir monóxido de carbono e hidrogênio segundo a reação:



A reação é exotérmica e não necessita de trocadores de calor indiretos. Catalisador também não é necessário devido à elevada temperatura. Contudo, o hidrogênio obtido por mol de metano fornecido, assim como a eficiência de conversão, pode ser significativamente melhorado pelo uso de catalisador. Uma unidade de produção de hidrogênio que utilize tal tecnologia inclui um reator de oxidação parcial, seguido de um reator de *shift* e sistema de purificação do hidrogênio. Grandes sistemas de oxidação parcial incorporam unidade de produção de oxigênio, uma vez que a operação com oxigênio puro reduz a dimensão e os custos dos reatores.

### **Reforma autotérmica**

A reforma autotérmica, segundo Ogden (2001), combina o que há de melhor da reforma a vapor e da oxidação parcial. Muitas empresas estão desenvolvendo reformadores autotérmicos para converter hidrocarbonetos em hidrogênio para uso em células combustíveis.

No reformador autotérmico, um hidrocarboneto (metano ou combustível líquido) reage com vapor e ar para produzir um gás de síntese rico em hidrogênio. Pelo lado do metano:



Com a mistura adequada do combustível, ar e vapor, a reação de oxidação parcial fornece todo o calor necessário para a reação de reforma

catalítica de vapor. Diversamente da reforma a vapor, a autotérmica não requer fonte externa de calor nem trocadores de calor indiretos, fazendo da mesma um processo mais simples, compacto e de menor custo de investimento. Como na reforma a vapor e na oxidação parcial, há necessidade do emprego de reator de *shift* e do estágio de purificação do hidrogênio. A Figura A2.2 ilustra o processo de reforma autotérmica.

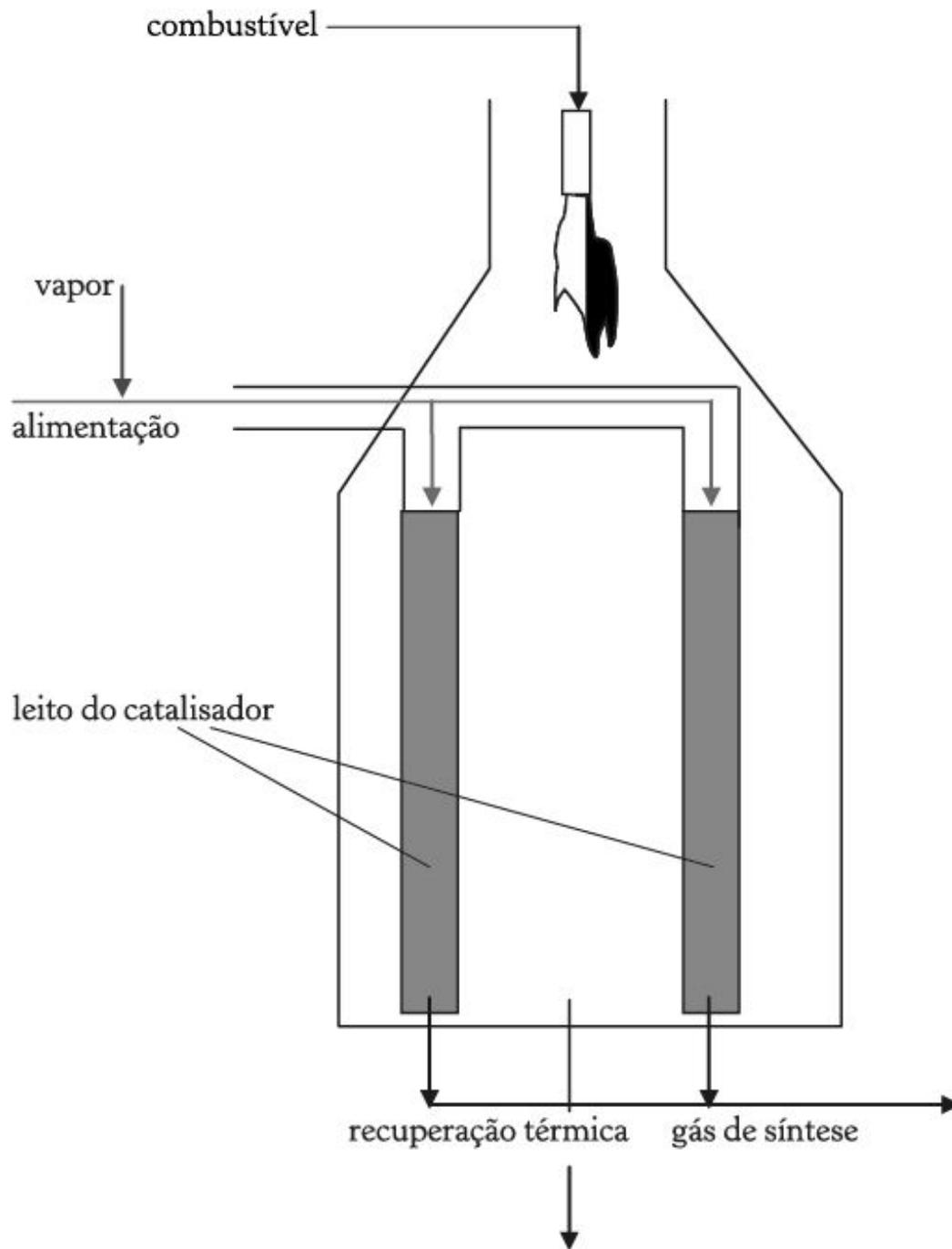
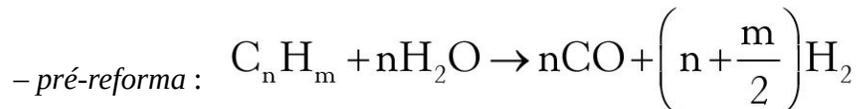


Figura A2.2 – esquema de reforma autotérmica

## Tecnologias líquido-para-gás (LTG, Liquid-To-Gas Technologies)

## Pré-reforma

De acordo com Lopes (2005), a pré-reforma adiabática é um processo bem estabelecido na produção moderna de gás de síntese e hidrogênio e implica benefícios operacionais e econômicos. Por meio da pré-reforma a vapor adiabática, hidrocarbonetos pesados são convertidos para produzir metano, hidrogênio e óxidos de carbono sob baixas temperaturas em intervalos que variam de 350 °C a 550 °C, pressão de 1,5 MPa a 3,5 MPa e razão molar de H<sub>2</sub> O/C na alimentação de 1 a 5. O produto gasoso, rico em metano, pode ser reaquecido a temperaturas iguais ou superiores a 650 °C sem risco de craqueamento térmico. A alimentação é previamente dessulfurizada e misturada com vapor do processo para ser enviada ao pré-reformador, onde é conduzida através de um leito catalítico no qual os hidrocarbonetos pesados são completamente convertidos, de acordo com a seguinte reação:



seguida das reações de metanação e *shift* :



## Tecnologias gás-para-líquido (GTL, Gas-To-Liquid Technologies)

### Visão geral do processo

De acordo com Keshav e Basu (2007), combustíveis obtidos pela tecnologia GTL são produzidos a partir de gás natural, carvão e biomassa utilizando o processo de síntese de Fischer-Tropsch. Os líquidos produzidos incluem nafta, óleo diesel e matérias-primas para a indústria petroquímica. O óleo diesel resultante do processo GTL pode ser utilizado *in natura* ou misturado com o óleo diesel produzido de outras formas; isto representa uma oportunidade de redução da dependência aos combustíveis fósseis e das emissões decorrentes de seu processamento.

Diferentes rotas para a conversão do metano em hidrocarbonetos líquidos incluem a conversão direta e a conversão indireta do metano. Até o momento, as tecnologias comerciais são baseadas na rota de conversão indireta, que consiste numa sequência de múltiplos processos de reação, em cinco etapas: separação de ar; processamento do gás; produção de gás de síntese; conversão do gás de síntese a um produto cru sintético ou oxigenado (via processo Fischer-Tropsch); e hidroprocessamento do cru sintético para transformá-lo em produtos comerciais. A Figura A2.3 representa de forma ilustrativa as cinco etapas. A conversão direta do metano é considerada mais eficiente do ponto de vista energético, uma vez que por ela evita-se a etapa altamente energointensiva da reforma a vapor para formação de gás de síntese.

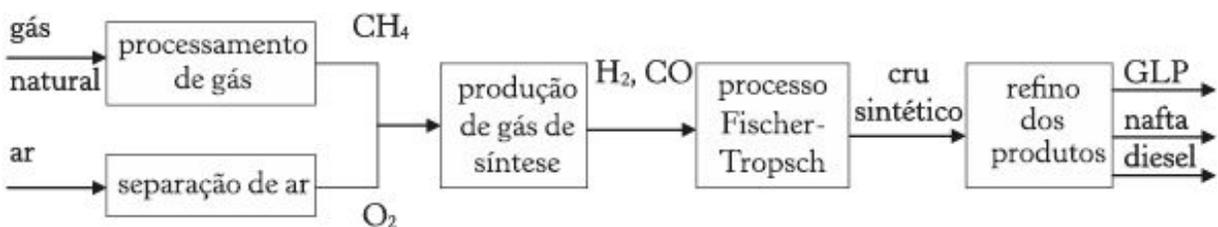


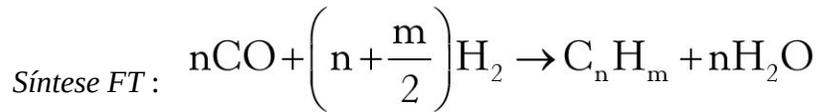
Figura A2.3 – principais passos de uma rota GTL por via indireta

Fonte: Keshav e Basu (2007).

## Processo Fischer-Tropsch

De acordo com Szklo (2005), a reação de síntese Fischer-Tropsch (FT) envolve a reação catalítica entre hidrogênio e monóxido de carbono para

formar cadeias de hidrocarbonetos de várias extensões ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ , dentre outros). O principal subproduto da reação, cuja equação é abaixo descrita, é água.



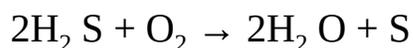
na qual  $m=2n+2$  se apenas parafinas e  $m=2n$  se apenas olefinas forem produzidas.

Pelo endereço <<http://www.fischer-tropsch.org/>> \xe9 poss\xedvel acessar uma grande diversidade de trabalhos t\xe9cnicos relativos ao processo Fischer-Tropsch, incluindo-se patentes, anais de congressos e relat\xf3rios t\xe9cnicos relativos a aplica\xe7\u00e3o do mesmo em escala industrial. A Figura A2.4 ilustra um reator Fischer-Tropsch.

## Limpeza de gases

### Processo Claus

De acordo com Khartchenko (1998), o processo Claus se destina a oxidar o sulfeto de hidrog\xeanio (ou g\u00e1s sulf\xeddrico, de estrutura qu\xedmica  $\text{H}_2\text{S}$ ) com oxig\xeanio do ar atmosf\xe9rico de modo a produzir enxofre, de acordo com a rea\xe7\u00e3o:



A oxida\xe7\u00e3o do  $\text{H}_2\text{S}$  \xe9 realizada em dois est\u00e1gios, sendo um de ordem t\xe9rmica, de alta temperatura, e outro catal\xedtico, de baixa temperatura. No est\u00e1gio t\xe9rmico, a mistura do g\u00e1s a ser processado e ar \xe9 enviado a um forno

a 600 °C. A maior parte do  $H_2S$  presente no gás é então oxidada, gerando enxofre na forma de vapor e vapor de água. O gás é então resfriado para condensar o vapor de enxofre, sendo posteriormente reaquecidos até cerca de 250 °C. O  $H_2S$  remanescente é oxidado em um reator catalítico. O enxofre formado é então removido por condensação, e o produto final é enxofre sólido. Pequenas quantidades de compostos de enxofre, como  $COS$ ,  $CS_2$ ,  $SO_2$  e  $H_2S$  residual são removidos para posterior tratamento.

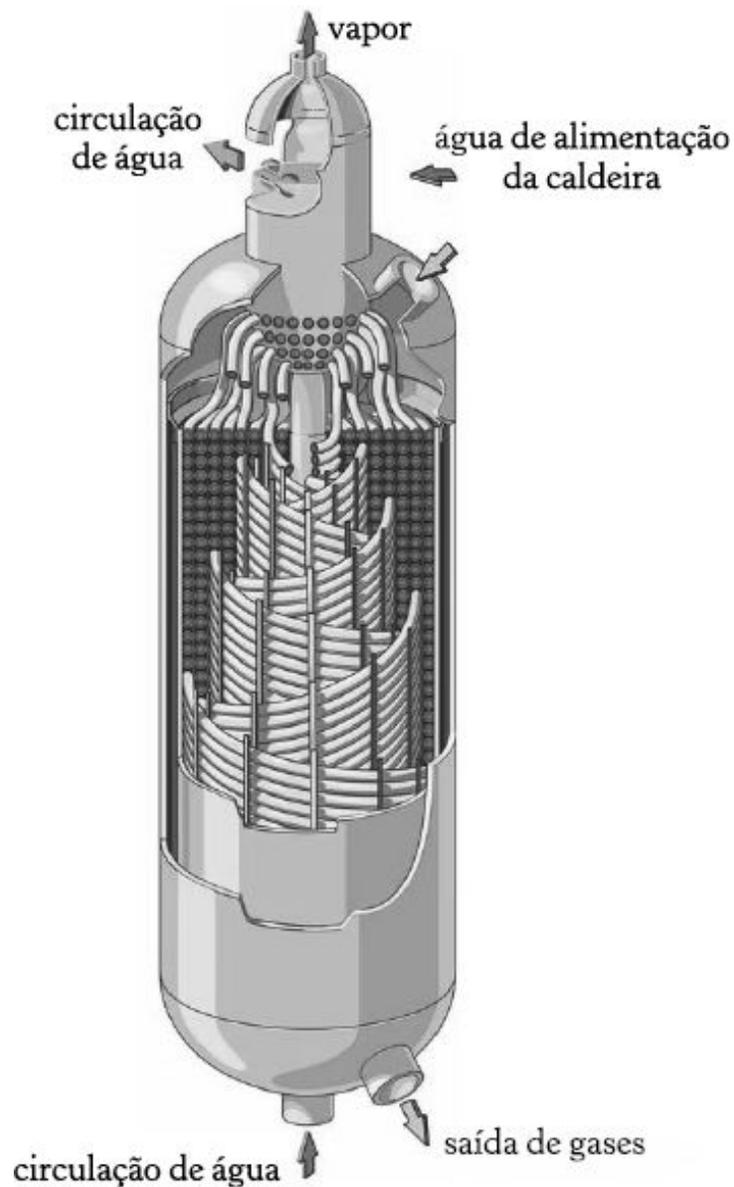


Figura A2.4 – esquema de reator Fischer-Tropsch

Fonte: Disponível em: <[http://lindeengineering.net/img/14\\_3\\_LindeIsothermr\\_2.jpg](http://lindeengineering.net/img/14_3_LindeIsothermr_2.jpg)>. Acesso em: 3 mar. 2008.

### **Terceiro estágio de ciclones**

De acordo com Chen (2006), o catalisador catalítico em leito fluidizado (FCC, Fluidized Catalytic Cracking) utilizado no refino de petróleo requer regeneração contínua do catalisador perdido na queima do coque (que se forma internamente ao FCC) com ar sob condições de velocidade superficial de fluidização relativamente elevadas (0,91 m/s). O regenerador típico conta com múltiplos pares de ciclones de dois estágios para capturar e retornar o catalisador para o leito fluidizado. Em função das grandes vazões de ar, tais ciclones são relativamente grandes em seu diâmetro e pouco efetivos na captura de partículas finas do catalisador.

Para solucionar a captura dos finos do catalisador emprega-se o terceiro estágio de ciclones, que é projetado com base em um sistema de transporte das partículas em espiral (*swirl*) com diâmetro relativamente pequeno; pelo elevado movimento ciclônico em espiral, com múltiplos tubos, pode-se processar grandes volumes de gás, recolhendo-se partículas até 2  $\mu\text{m}$  e protegendo sistemas de tratamento de gases existentes à frente, tais como precipitadores eletrostáticos, lavadores de gás a seco e sistemas de redução seletiva catalítica. A Figura A2.5 ilustra o sistema em espiral do terceiro estágio de ciclones.

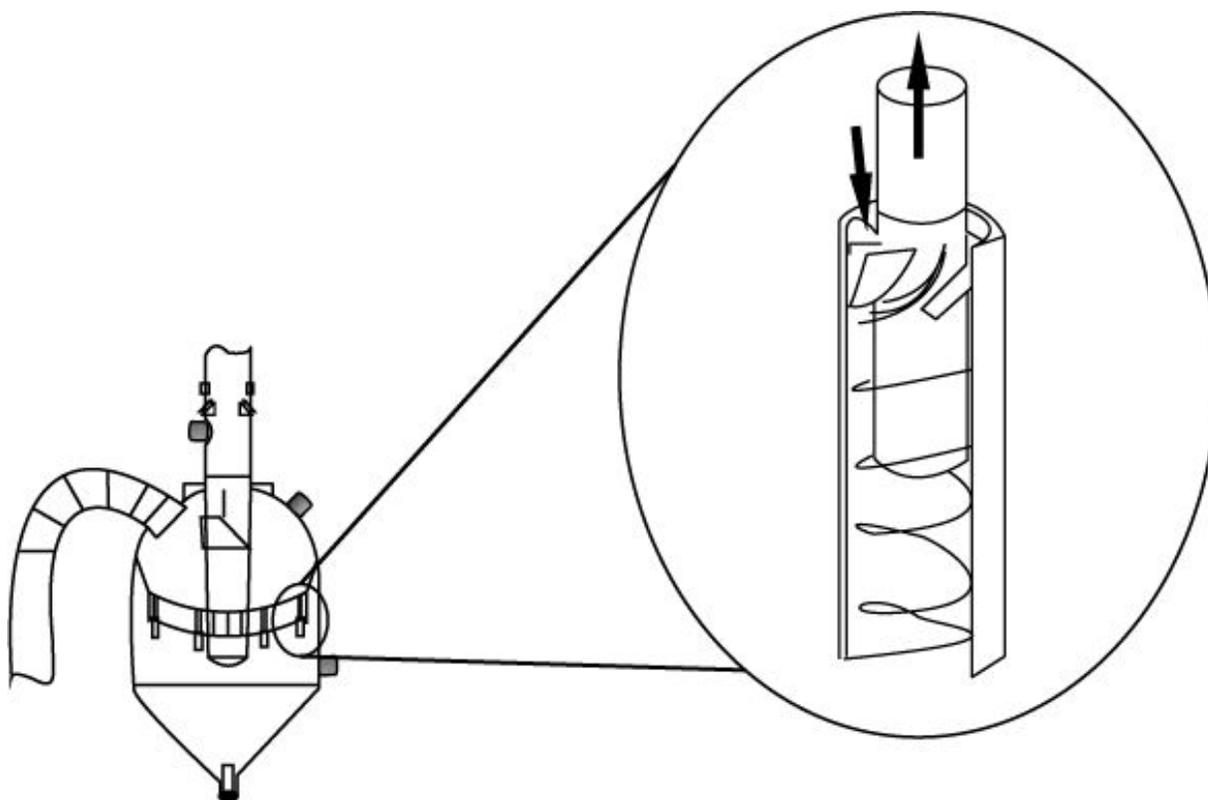


Figura A2.5 – esquema de terceiro estágio de ciclone

Fonte: Chen (2006).

## Controle de emissão de $\text{NO}_x$

Em geral, empregam-se para o controle do  $\text{NO}_x$  (Balestieri, 1994):

- *queimadores de baixo  $\text{NO}_x$*  : atuam no  $\text{NO}_x$  de constituição e apresentam em seu projeto registros duais que permitem o controle da estequiometria e vorticidade do combustível na válvula interna, enquanto a válvula externa controla o formato e o comprimento da chama; pelo controle da entrada de ar no registro externo é possível equalizar a estequiometria e minimizar o excesso de ar. Isso se explica pelo fato de a fase inicial da combustão ocorrer em meio deficiente de oxigênio e o nitrogênio liberado do combustível competir com o carbono e com o hidrogênio por uma quantidade insuficiente de oxigênio; o nitrogênio perde a competição por

oxigênio, reduzindo a quantidade de óxido nítrico formado, e o nitrogênio oriundo do combustível irá interagir para formar moléculas de nitrogênio.

- *queimadores convencionais com injeção de vapor ou água* : essa prática já se tornou comum em processos de combustão, sendo a tecnologia STIG (Steam Injection Gas Turbine) de domínio dos fabricantes de conjuntos a gás e oferecida comercialmente.
- *redução seletiva catalítica (SCR, Selective Catalytic Reduction)*: consiste na injeção de amônia anidrido ou aquosa ( $\text{NH}_3$ ) nos gases de exaustão em uma etapa anterior à sua entrada no reator catalítico. A amônia, ao reagir com o  $\text{NO}_x$  presente nos gases, produz água e nitrogênio (Figura A2.6).

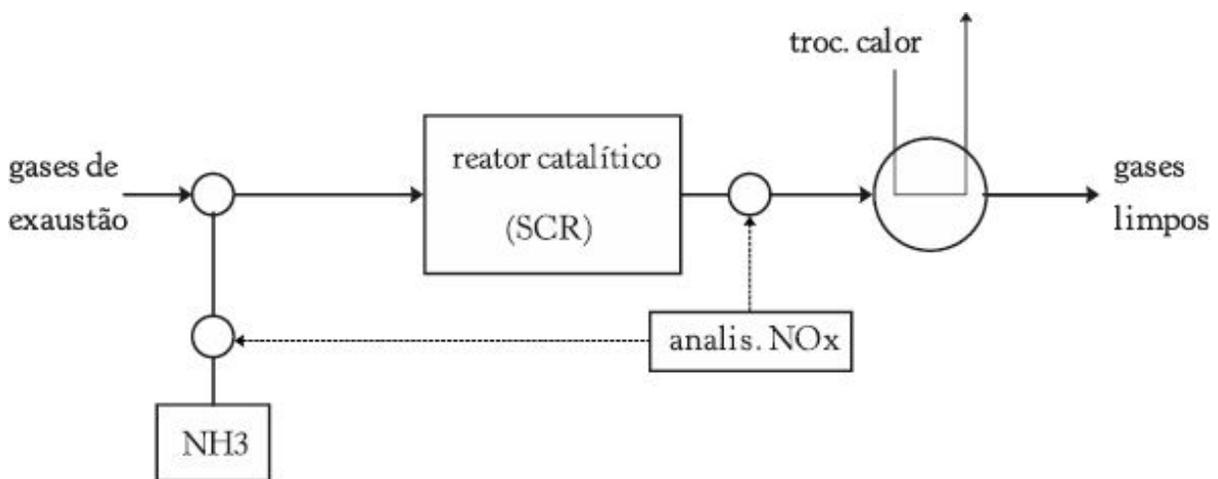


Figura A2.6 – Esquema básico da redução seletiva catalítica

O reator catalítico consiste de um conjunto de placas com celas de tamanho em torno de 150x150x1000 (mm) que recebe a mistura  $\text{NO}_x/\text{NH}_3$ ; o  $\text{NO}_x$  e o  $\text{NH}_3$  se combinam na superfície do catalisador, formando um sal de amônia intermediário que, a seguir, se decompõe para produzir água e nitrogênio. Com o aumento na proporção dessa mistura, verifica-se tanto o aumento na eficiência de redução do  $\text{NO}_x$  quanto o aumento da conversão do  $\text{SO}_2$  em  $\text{SO}_3$ , o que é indesejável. As proporções devem, portanto, ser bem dimensionadas para o aproveitamento ótimo desse equipamento.

Em geral, o catalisador é o pentóxido de vanádio, um produto que opera bem na faixa entre 315 °C e 400 °C, apresentando perda de amônia pela chaminé (*ammonia slip*) para temperaturas abaixo dessa faixa e sinterização do catalisador em temperaturas acima de 427 °C. Essa dependência à temperatura faz com que o sistema SCR tenha que ficar localizado na caldeira de recuperação, onde a temperatura pode ser controlada dentro da faixa ótima; como os gases de exaustão de um conjunto a gás podem exceder os 540 °C, as configurações de turbinas a gás em ciclo simples não devem utilizar a tecnologia SCR, uma vez que não seria prático acrescentar uma caldeira simplesmente para controlar a temperatura do catalisador. O processo seletivo catalítico é uma das opções mais eficientes. Os custos relativos a essa tecnologia se devem, precisamente, ao manuseio e disposição final dos resíduos de óxidos de vanádio e titânio, que apresentam riscos à saúde humana e ao meio ambiente.

- *redução seletiva não catalítica* (SNCR, Selective Non-Catalytic Reduction): método de controle pós-combustão que reduz o  $\text{NO}_x$  a partir da injeção de amônia ou ureia nas câmaras de combustão ou em outro local posterior à formação dos gases. Esse processo, que não emprega elementos catalisadores, é útil somente em elevadas temperaturas, o que o impede de ser empregado em unidades de turbinas a gás, tal como o sistema SCR. Comparativamente a este outro sistema, o processo de redução não catalítica tem por vantagem o fato de ser intrinsecamente seguro no que tange à manipulação da amônia, apresentando eficiências da ordem de 60% a 80%.
- *recirculação dos gases de exaustão* (FGR, Flue Gas Recirculation): consiste na reinjeção de parte dos mesmos na fornalha ou queimadores, ocorrendo diminuição da temperatura de chama com conseqüente diminuição da formação de  $\text{NO}_x$  térmico. A admissão dos gases de exaustão também reduz o conteúdo de oxigênio no ar de combustão, limitando sua reação com nitrogênio. A taxa de

recirculação dos gases de exaustão se encontra limitada pela instabilidade de chama e a diminuição do aporte térmico gerado na caldeira; taxas da ordem de 15% são utilizadas em caldeiras a gás natural, com reduções entre 70% e 80%. Em geral, não se emprega esse sistema em unidades que queimam carvão ou resíduos de petróleo pelos altos teores de nitrogênio apresentados.

## Controle de emissão de $SO_x$

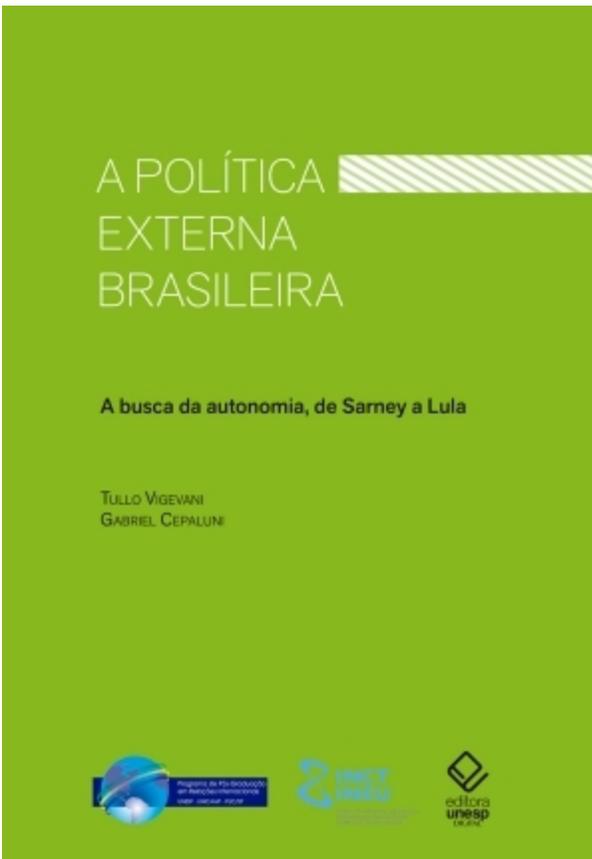
Em geral, empregam-se para o controle do  $SO_x$  (Balestieri, 1994):

- *dessulfurização dos gases de exaustão* (FGD, Flue Gas Desulphurization): de acordo com os resíduos gerados com a remoção do  $SO_x$ , os processos podem ser classificados como descartáveis, quando o resíduo requer sua eliminação como rejeito, e os que geram produtos comercialmente interessantes, tais como enxofre, ácido sulfúrico e sulfato de amônio. Esses últimos apresentam maior custo de investimento, porém são mais atrativos financeiramente por apresentarem a possibilidade de venda dos subprodutos. Existem diversos processos de dessulfurização a seco, muitos deles descartáveis; três dos principais processos FGD são enquadrados nessa categoria, e consistem no emprego da cal, soluções à base de sódio ou duplo fluxo de soluções de sódio. Basicamente, os processos compreendem o contato entre as substâncias empregadas e o fluxo de gases exaustos que, por reação química, captam o  $SO_x$  formando novas substâncias, sólidas ou líquidas, que são removidas e descartadas.
- *lavadores de gases (scrubbers)*: os lavadores de gases a seco usam um fluxo de reagente cáustico para remover o  $SO_x$ , alguns removendo os particulados simultaneamente. Existem modelos tipo *spray*, fole, bandeja e torre compacta e, portanto, as eficiências de remoção do  $SO_x$  também são variadas.

EQUIPE DE REALIZAÇÃO

*Coordenação Geral*

Marcos Keith Takahashi



# A política externa brasileira

Vigevani, Tullo

9788568334638

268 páginas

[Compre agora e leia](#)

O objetivo principal de Marcelo Passini Mariano nesta obra é investigar como a política externa do Brasil, o

principal integrante do Mercosul, relaciona-se com o bloco regional e de que maneira se revela na sua configuração e nos seus impasses. A partir de análises que entendem que a crise vivida pelo bloco não decorre exclusivamente de questões comerciais, o autor afirma que parte dos desafios atuais do bloco regional tem origem na própria concepção da política externa brasileira, que privilegia sua expansão para o restante da América do Sul em detrimento do aprofundamento da integração. Assim, em A política externa brasileira e a integração regional, Mariano discute a hipótese de que, para o Mercosul expandir-se, seria necessária uma mudança em alguns preceitos da política externa brasileira em relação ao escopo dos processos de integração, em especial sobre a questão da autonomia de cada nação.

[Compre agora e leia](#)



# Exclusão digital

Berrío-Zapata, Cristian

9788579838637

351 páginas

[Compre agora e leia](#)

Os autores procuram caracterizar as condições de aparição e evolução do conceito de Brecha Digital como discurso

sociotécnico, estudando as comunidades acadêmicas que o pesquisaram, e verificam se, do ponto de vista metateórico, podem-se perceber reflexos do contexto de Centro – Periferia que, segundo o modelo teórico desenvolvido pela Comissão Econômica para América Latina e Caribe (Cepal), domina a estrutura socioeconômica global.

[Compre agora e leia](#)



# Elementos do trágico em Eça de Queirós

Leal, Luciana Ferreira

9788568334300

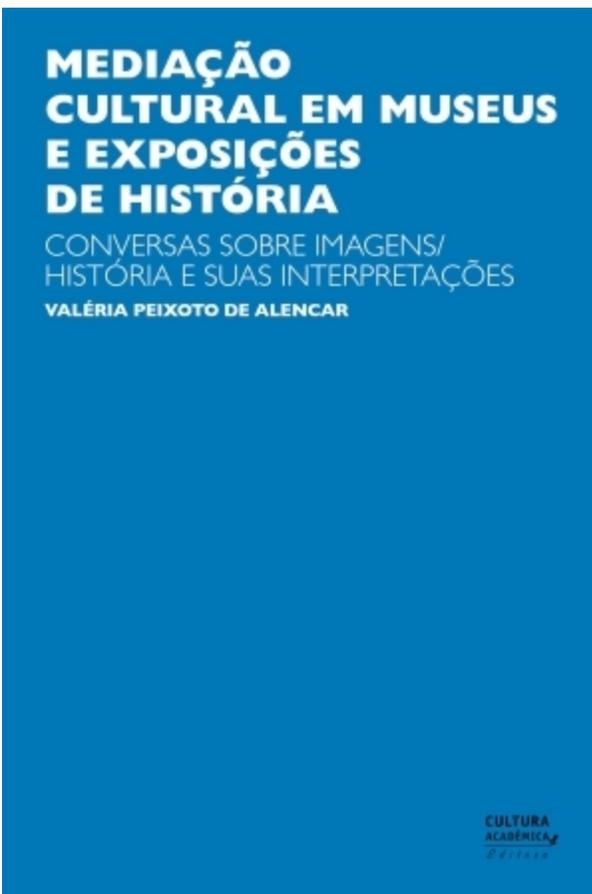
276 páginas

[Compre agora e leia](#)

Partindo do conceito de tragédia na Antiguidade Clássica e na modernidade, a autora discute dois romances do escritor português Eça de Queirós (1845-1900), *A tragédia da Rua das Flores* e *Os Maias*, tentando neles não apenas identificar os elementos trágicos tradicionais - como os presságios, as antinomias radicais, o desmesurado, o patético - como avaliar a importância desses elementos no desenvolvimento narrativo das obras. São romances bastante distintos. *A tragédia da Rua das Flores* é uma obra inacabada, cuja edição ainda hoje é objeto de controvérsias. Já *Os Maias* é o romance mais elaborado do autor, figurando entre as maiores obras de ficção da língua portuguesa. Enquanto o primeiro é mais simples e direto, com o enredo dando a entender desde o início o desfecho trágico da história, n'*Os Maias* a tragédia não se realiza de modo completo, revelando inclusive a impossibilidade de realização do trágico na modernidade. Mas ambos os romances têm um ponto em comum, além da visada trágica. São retratos implacáveis de Portugal da segunda metade do século 19, que surge como um lugar decadente, sem energia, sem sociedade civil estruturada ou cultura viva. Um país mergulhado em sua própria tragédia, da

qual os personagens não têm como escapar ou sequer vivê-la plenamente.

[Compre agora e leia](#)



# Mediação cultural em museus e exposições de História

de Alencar, Valéria Peixoto

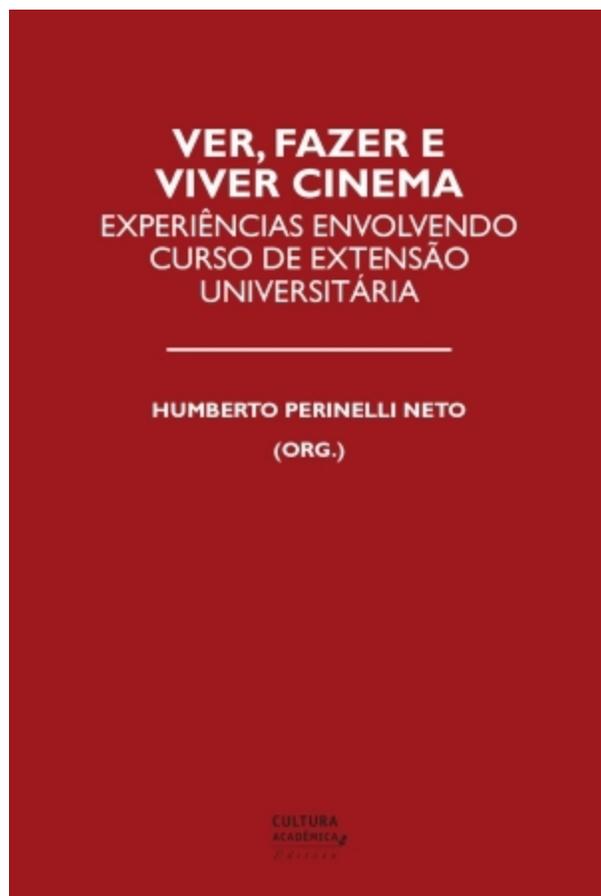
9788579838750

230 páginas

[Compre agora e leia](#)

A obra avalia o uso pedagógico de imagens em exposições que apresentam um discurso expositivo, usuais nos museus de história desde o século XIX, procurando discutir relações entre imagem, história e museus, e o uso pedagógico das exposições de imagens nos museus.

[Compre agora e leia](#)



# Ver, fazer e viver cinema

Neto, Humberto Perinelli

9788579837586

166 páginas

[Compre agora e leia](#)

O cinema é, muitas vezes, definido como uma linguagem marcada pela "imagem em movimento". Tal definição traduz questão essencial dessa linguagem/arte: o fato de pertencer à modernidade, ou seja, ao processo histórico profundamente relacionado à aceleração das experiências humanas e, mediante isso, à transformação da percepção que homens e mulheres passaram a ter sobre o tempo e o espaço, especialmente a contar do século XIX. Contudo, responsáveis por enorme revolução cultural no século XX, os filmes reuniram em si mesmos as outras artes já conhecidas (a dança, o teatro, a música, a literatura, a pintura e a escultura) e, cada vez mais, deixaram de ser meros "registros do movimento". A contar da criação do cinema (1895), os filmes expressaram uma maneira peculiar de transformar o mundo em discurso, segundo o desenvolvimento de narrativa marcada por um sistema simbólico de produção/reprodução de significados específicos, daí o emprego de expressões como cultura cinematográfica e linguagem cinematográfica, igualmente tradutoras de certa "sensibilidade moderna". Não obstante, o fascínio que o cinema exerce é que o qualifica como um dos discursos mais eficientes na elaboração de imaginários sociais, isto é, por criar certos símbolos, capazes de

influenciar na constituição dos códigos de sociabilidade que, por sua vez, se prestaram a diferentes interesses: popularizar hábitos e comportamentos, cumprir determinados compromissos políticos, difundir variadas práticas de consumo, construir certas paisagens imaginárias, mover certos interesses geopolíticos, entre outros. É preciso, entretanto, pontuar que a importância alcançada pelas narrativas cinematográficas guarda vínculo com a transformação histórica do próprio olhar humano. Entre os séculos XVII e XVIII, o observador tendia a ser isolado, imóvel, já que espreitava o mundo exterior por meio de sua vigia ou da inversão de sua imagem, operada pela câmara escura. Com a invenção da fotografia no século XIX, em especial, foi criado um "sistema irredutivelmente heterogêneo de relações discursivas, sociais, tecnológicas e institucionais", agrupado no que podemos considerar como "efeitos da modernização", para nos valer das reflexões de Jonathan Crary, responsáveis por operarem com a decodificação e com a desterritorialização da visão. Tais efeitos guardam relação com a indústria da imagem e do espetáculo, organizada especialmente no século XX.

[Compre agora e leia](#)