

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ**

**CHARLES ANTONIO RODRIGUES**

**GASEIFICAÇÃO INTEGRADA AO CICLO COMBINADO  
COMO ALTERNATIVA PARA A PRODUÇÃO DE ELETRICIDADE  
E HIDROGÊNIO EM REFINARIAS DE PETRÓLEO**

**Curitiba**

**2010**




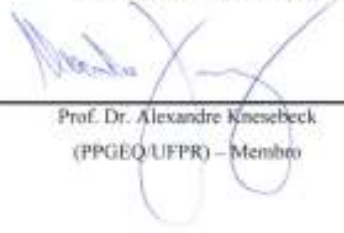
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ  
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química - PPGEQ  
Setor de Tecnologia


## ATA DE DEFESA DE DISSERTAÇÃO

Aos vinte e oito dias do mês de julho de 2010, na Sala de Aula do PPGEQ/UFPR na Usina Piloto A, no Centro Politécnico – UFPR, foi instalada pelo Prof. Dr. Luiz Fernando de Lima Luz Júnior, coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, a Banca Examinadora para a décima segunda defesa de dissertação de mestrado na área de concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos. Estiveram presentes no ato, professores, alunos e visitantes. A Banca Examinadora, atendendo a determinação do colegiado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, foi constituída pelos professores doutores: Carlos Itsuo Yamamoto (PPGEQ/UFPR); Alexandre Knesbeck (PPGEQ/UFPR); Marcelo Riso Errera (PPGERHA/UFPR) às 16:00 horas, a banca iniciou os trabalhos, convidando o candidato **Charles Antonio Rodrigues** a fazer a apresentação da dissertação de mestrado intitulada *“Gaseificação Integrada ao Ciclo Combinado como Alternativa para a Produção de Eletricidade e Hidrogênio em Refinarias de Petróleo”*. Encerrada a apresentação, iniciou-se a fase de arguição pelos membros participantes. Tendo em vista a dissertação e a arguição, a banca decidiu pela APROVAÇÃO do candidato, (de acordo com a determinação dos artigos 62 e 63 da resolução 62/03 de 22.07.2003).

Curitiba, 28 de julho de 2010.

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Carlos Itsuo Yamamoto  
(PPGEQ/UFPR) – Orientador

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Alexandre Knesbeck  
(PPGEQ/UFPR) – Membro

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Marcelo Riso Errera  
(PPGERHA/UFPR) – Membro

---

*Dedico aos meus pais,  
à minha querida irmã,  
à minha amada esposa  
e aos meus grandes amigos.*

---

## **AGRADECIMENTOS**

Presto meus agradecimentos primeiramente a Deus, por sempre me guiar nos caminhos da vida.

Agradeço minha família e meus amigos pelo apoio diário durante a elaboração desta dissertação.

Agradeço à empresa Petróleo Brasileiro S.A. – PETROBRAS – por ter me concedido esta oportunidade de crescimento técnico. Especial agradecimento presto ao Eng. Francisco de Oliveira Leme, que me incentivou a desenvolver este estudo. Também agradeço o Eng. Eduardo Coelho, pela inestimável ajuda prestada na elaboração deste trabalho.

Por fim, agradeço meu orientador Prof. Dr. Carlos Itsuo Yamamoto pelo auxílio prestado na produção desta dissertação.

---

## RESUMO

A gaseificação integrada ao ciclo combinado (*IGCC*) é uma associação de processos que permite gerar vapor d'água, eletricidade e hidrogênio. Estes insumos são de grande importância para diversas plantas industriais, especialmente para as refinarias de petróleo. Isto ocorre em função da necessidade de unidades industriais que produzam derivados de petróleo menos poluentes. Tipicamente a geração destas matérias primas em refinarias de petróleo ocorre em plantas de potência (eletricidade e vapor d'água) e em unidades de reforma a vapor (hidrogênio). Do ponto de vista energético, a associação destas unidades em um *IGCC* torna o sistema mais eficiente e, conseqüentemente, menos impactante ao meio ambiente. Outra vantagem das plantas de gaseificação integradas ao ciclo combinado é o uso de matérias primas residuais (óleos combustíveis pesados, coque, entre outras), as quais possuem baixo valor agregado. Um *IGCC* que utiliza estas matérias primas tem maior facilidade de abatimento de emissões do que uma planta de potência típica. Contudo, as vantagens energéticas e ambientais de um *IGCC* podem ser prejudicadas pelo elevado custo de implantação da unidade. Para avaliar em detalhes as vantagens e desvantagens deste tipo de tecnologia, foi realizado um estudo comparativo entre plantas de potência tradicionais e *IGCCs*. Dados de processo da planta de gaseificação da refinaria Pernis (Shell) foram utilizados para subsidiar o estudo. Esta análise comparativa, associada a diversos cenários econômicos, mostrou que o elevado custo construtivo dos *IGCCs* e o menor *know-how* desta tecnologia os tornam menos competitivos do que as tecnologias atualmente utilizadas. Todavia, alguns cenários econômicos como, por exemplo, o de elevação do custo do gás natural, podem viabilizar a implantação de um *IGCC*.

### **Palavras-chave:**

*IGCC*; gaseificação; ciclo combinado; plantas de potência; geração de hidrogênio; refinarias de petróleo.

---

## ABSTRACT

The integrated gasification combined cycle (IGCC) is an association of processes that allows to generate steam, electricity and hydrogen. These inputs are of great importance for several industrial plants, especially for petroleum refineries. For the case of oil plants, the demand for steam, electricity and hydrogen is growing. This occurs due to the need of industrial plants that produce cleaner petroleum products. Typically, the generation of these raw materials in oil refineries occur in power plants (electricity and steam) and in steam reforming units (hydrogen). From the energy point of view, the association of these units in an IGCC makes the system more efficient and therefore less harmful to the environment. Another advantage of integrated gasification combined cycle units is the use of residual raw materials (heavy oils, petroleum coke, and others), which have low added value. An IGCC using these raw materials have greater ease of emissions reduction than a typical power plant. However, the energy and environmental advantages of an IGCC may be hampered by high costs for the unit. To evaluate in details the advantages and disadvantages of this type of technology, it was done a study comparing traditional power plants and IGCCs. Process information from Pernis refinery gasification unit (Shell) was used as base line of this study. This comparative analysis, associated with various economic scenarios, showed that the high cost of IGCCs constructive and less know-how of this technology makes them less competitive than the technologies currently used. However, some economic scenarios, for example, lifting the cost of natural gas, can enable the deployment of an IGCC plant.

### **Keywords:**

IGCC, gasification, combined cycle, power plants, hydrogen generation, oil refineries.

---

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA 2.1 – BALANÇO DE ENERGIA EM UM SISTEMA .....	20
FIGURA 2.2 – DIAGRAMA T-S DE UM CICLO TERMODINÂMICO (RANKINE SIMPLES) [ 7 ].....	21
FIGURA 2.3 – DIAGRAMA ENERGÉTICO DO CICLO DE CARNOT .....	22
FIGURA 2.4 – DIAGRAMA T-S DO CICLO DE CARNOT [ 7 ] .....	23
FIGURA 2.5 – CICLO REAL COMPARADO COM CICLO DE CARNOT [ 7 ] .....	25
FIGURA 2.6 – DIAGRAMA T-S DE UM CICLO REAL [ 7 ].....	25
FIGURA 2.7 – ESQUEMA DO CICLO RANKINE .....	26
FIGURA 2.8 – COMPARAÇÃO DA PERFORMANCE DE TURBINAS REAIS COM A IDEAL [ 7 ].....	29
FIGURA 2.9 – ESQUEMA DO CICLO BRAYTON .....	31
FIGURA 2.10 – DIAGRAMA T-S DO CICLO BRAYTON IDEAL [ 7 ] .....	32
FIGURA 2.11 – ESQUEMA DE UMA PLANTA TERMOELÉTRICA COM CICLO COMBINADO .....	34
FIGURA 2.12 – EXEMPLOS DE APLICAÇÃO DO GÁS DE SÍNTESE [ 13 ].....	37
FIGURA 2.13 – ESQUEMA DE UMA REFINARIA DE PETRÓLEO .....	47
FIGURA 2.14 – ESQUEMA DE GASEIFICADOR DO TIPO <i>MOVING-BED</i> (LURGI) [ 14 ] .....	50
FIGURA 2.15 – ESQUEMA DE GASEIFICADOR DO TIPO <i>FLUID-BED</i> (LURGI) [ 14 ] .....	51
FIGURA 2.16 – ESQUEMA DE GASEIFICADOR DO TIPO <i>ENTRAINED-FLOW</i> (GSP) [ 14 ] .....	52
FIGURA 2.17 – ESQUEMA DO PROCESSO SHELL DE GASEIFICAÇÃO DE CARVÃO/COQUE (SCGP) [ 13 ] .....	54
FIGURA 2.18 – ESQUEMA DO PROCESSO TEXACO DE GASEIFICAÇÃO DE CARVÃO/COQUE [ 13 ] .....	56
FIGURA 2.19 – IMPACTOS DAS OTIMIZAÇÕES NO CICLO RANKINE [ 3 ].....	63
FIGURA 2.20 – RELAÇÃO ENTRE EFICIÊNCIA E EMISSÃO DE CO <sub>2</sub> [ 3 ] .....	64
FIGURA 2.21 – ESQUEMA DE UMA PLANTA DE <i>IGCC</i> COM UNIDADES AUXILIARES .....	67
GRÁFICO 2.1 – EFEITO DA PRESSÃO SOBRE A COMPOSIÇÃO DO GÁS DE SÍNTESE (T = 1000 °C) [ 14 ] .....	41
GRÁFICO 2.2 – EFEITO DA TEMPERATURA SOBRE A COMPOSIÇÃO DO GÁS DE SÍNTESE (P = 30 BAR = 3 MPa) [ 14 ] .....	43
GRÁFICO 4.1 – COMPARATIVO DOS CUSTOS DE IMPLANTAÇÃO (PLANTAS DE POTÊNCIA E GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO) .....	86
GRÁFICO 4.2 – EXEMPLO DE BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL – <i>IGCC</i> SEM <i>CCS</i> .....	88
GRÁFICO 4.3 – DIAGRAMA DE CONVERSÃO ENERGÉTICA PARA O CICLO RANKINE SIMPLES .....	93
GRÁFICO 4.4 – DIAGRAMA DE CONVERSÃO ENERGÉTICA PARA O CICLO COMBINADO.....	93
GRÁFICO 4.5 – DIAGRAMA DE CONVERSÃO ENERGÉTICA PARA O <i>IGCC</i> DO CENÁRIO 25 .....	94
GRÁFICO 4.6 – DIAGRAMA DE CONVERSÃO ENERGÉTICA PARA O <i>IGCC</i> DO CENÁRIO 30 .....	95
GRÁFICO 7.1 – BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL – <i>IGCC</i> SEM <i>CCS</i> .....	117
GRÁFICO 7.2 – BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL – <i>IGCC</i> COM <i>CCS</i> .....	118
GRÁFICO 7.3 – BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL – <i>CR</i> SEM <i>CCS</i> .....	119
GRÁFICO 7.4 – BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL – <i>CR</i> COM <i>CCS</i> .....	120
GRÁFICO 7.5 – BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL – <i>CC</i> SEM <i>CCS</i> .....	121
GRÁFICO 7.6 – BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL – <i>CC</i> COM <i>CCS</i> .....	122

---

## LISTA DE TABELAS

TABELA 2.1 – COMPARAÇÃO ENTRE EFICIÊNCIAS TEÓRICAS E REAIS PARA DIFERENTES CICLOS DE PLANTAS DE POTÊNCIA [ 9 ] .....	35
TABELA 2.2 – COMPOSIÇÃO DO GÁS DE SÍNTESE EM FUNÇÃO DA PRESSÃO (1500 °C = 1773 K) [ 14 ] .....	41
TABELA 2.3 – COMPARAÇÃO ENERGÉTICA DA COMPRESSÃO EM GASEIFICADORES A BAIXA E A ALTA PRESSÃO [ 14 ] .....	42
TABELA 2.4 – EFEITO PROVOCADO POR CONTAMINANTES PRESENTES NA MATÉRIA PRIMA DE GASEIFICADORES [ 14 ] .....	48
TABELA 2.5 – COMPARATIVO DE PERFORMANCE DE GASEIFICADORES SHELL E TEXACO [ 13 ] .....	57
TABELA 2.6 – PADRÃO DE EMISSÕES ATMOSFÉRICAS – ESTADO DO PARANÁ [ 22 ] .....	59
TABELA 2.7 – COMPARAÇÃO ENTRE PLANTAS COM E SEM CCS [ 3 ] .....	68
TABELA 2.8 – COMPARAÇÃO ENTRE PLANTAS COM E SEM ASU [ 15 ] .....	71
TABELA 3.1 – PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DO IGCC DA REFINARIA DE PERNIS [ 12 ] .....	72
TABELA 4.1 – CENÁRIOS DE CAPACIDADE DAS PLANTAS .....	75
TABELA 4.2 – CENÁRIOS ECONÔMICOS PARA MATÉRIAS PRIMAS E PRODUTOS .....	75
TABELA 4.3 – PERFIL DE PRODUÇÃO DAS PLANTAS EM AVALIAÇÃO .....	79
TABELA 4.4 – BASE DE DADOS PARA ESTUDO DE CASO [ 12 ] .....	80
TABELA 4.5 – EFICIÊNCIA ENERGÉTICAS TÍPICAS DAS PLANTAS DE POTÊNCIA [ 13 ] .....	81
TABELA 4.6 – CONSUMO DE MATÉRIAS PRIMAS E COMBUSTÍVEIS PARA AS PLANTAS EM ESTUDO .....	82
TABELA 4.7 – CUSTO DE IMPLANTAÇÃO DE PLANTAS DE POTÊNCIA [ 25 ], [ 13 ] .....	83
TABELA 4.8 – CUSTO DE IMPLANTAÇÃO DE UNIDADES PARA GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO [ 18 ] .....	83
TABELA 4.9 – CUSTO DE IMPLANTAÇÃO (PLANTA DE POTÊNCIA E GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO) .....	84
TABELA 4.10 – TENDÊNCIA DE MAIOR LUCRO OPERACIONAL .....	87
TABELA 4.11 – CENÁRIOS DE MAIOR LUCRO OPERACIONAL .....	87
TABELA 4.12 – BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL DAS PLANTAS DE POTÊNCIA .....	89
TABELA 4.13 – VPL DAS PLANTAS DE POTÊNCIA AVALIADAS .....	89
TABELA 4.14 – TIR DAS PLANTAS DE POTÊNCIA AVALIADAS .....	90
TABELA 4.15 – VPL DAS PLANTAS AVALIADAS (CONSIDERANDO ABATIMENTO DE EMISSÕES) .....	91
TABELA 4.16 – TIR DAS PLANTAS AVALIADAS (CONSIDERANDO ABATIMENTO DE EMISSÕES) .....	92
TABELA 7.1 – BASE DE DADOS PARA ESTUDO DE CASO – PARTE 1 .....	102
TABELA 7.2 – BASE DE DADOS PARA ESTUDO DE CASO – PARTE 2 .....	103
TABELA 7.3 – BASE DE DADOS PARA ESTUDO DE CASO – PARTE 3 .....	104
TABELA 7.4 – CUSTO DE IMPLANTAÇÃO (PLANTA DE POTÊNCIA E GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO) – PARTE 1 .....	105
TABELA 7.5 – CUSTO DE IMPLANTAÇÃO (PLANTA DE POTÊNCIA E GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO) – PARTE 2 .....	106
TABELA 7.6 – CUSTO DE IMPLANTAÇÃO (PLANTA DE POTÊNCIA E GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO) – PARTE 3 .....	107
TABELA 7.7 – CONSUMO DE MATÉRIAS PRIMAS E COMBUSTÍVEIS PARA OS CASOS EM ESTUDO – PARTE 1 .....	108
TABELA 7.8 – CONSUMO DE MATÉRIAS PRIMAS E COMBUSTÍVEIS PARA OS CASOS EM ESTUDO – PARTE 2 .....	109
TABELA 7.9 – CONSUMO DE MATÉRIAS PRIMAS E COMBUSTÍVEIS PARA OS CASOS EM ESTUDO – PARTE 3 .....	110
TABELA 7.10 – MATRIZ DE BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL PARA OS CASOS EM ESTUDO (US\$/H) – IGCC SEM CCS .....	111
TABELA 7.11 – MATRIZ DE BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL PARA OS CASOS EM ESTUDO (US\$/H) – IGCC COM CCS .....	112
TABELA 7.12 – MATRIZ DE BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL PARA OS CASOS EM ESTUDO (US\$/H) – CR SEM CCS .....	113



---

TABELA 7.13 – MATRIZ DE BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL PARA OS CASOS EM ESTUDO (US\$/H) – CR COM CCS .....	114
TABELA 7.14 – MATRIZ DE BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL PARA OS CASOS EM ESTUDO (US\$/H) – CC SEM CCS .....	115
TABELA 7.15 – MATRIZ DE BALANÇO ECONÔMICO OPERACIONAL PARA OS CASOS EM ESTUDO (US\$/H) – CC COM CCS .....	116

---

# LISTA DE SÍMBOLOS

## Símbolos latinos

$p_0$	Pressão do estado de referência	PA
S	Entropia	J/kg.K
SCF	Unidade inglesa para volume (standard cubic feet) (60°F, 30 inHg)	ft <sup>3</sup>
$T_0$	Temperatura do estado de referência	K
$T_F$	Temperatura da fonte fria	K
$T_Q$	Temperatura da fonte quente	K
U	Energia Interna	J/kg
V	Volume	m <sup>3</sup>
$X_j$	Fração ,molar do componente j	

## Símbolos gregos

$\mu_{j,0}$	Potencial químico do componente j, no estado de referência	
$\eta_c$	Eficiência do Ciclo de Carnot	
$\eta_{CC}$	Eficiência do Ciclo Combinado	
$\eta_{CR}$	Eficiência do Ciclo Rankine	

## Abreviações

ASU	Air Separation Unit	
BFW	<i>Boiler feed water</i>	
CB	Ciclo Brayton	
CC	Ciclo Combinado	
CR	Ciclo Rankine	
CCS	Carbon Capture and Sequestration	
EE	Energia elétrica	MWh
GTL	Gas to liquid (Processo Fischer-Tropsch “gás para líquido”)	
HRSG	Heat recovery steam generator (gerador de vapor recuperador de calor)	
IGCC	Integrated gasification combined cycle (Gaseificação integrada ao ciclo combinado)	
PCI	Poder calorífico inferior	kJ/kg
RTL	Residue to liquid (Processo Fischer-Tropsch “resíduo para líquido”)	

---

SCGP	Shell Coal Gasification Process	
SGP	Shell Gasificatio Process	
TG	Turbina a gás	
TV	Turbina a vapor	
UGH	Unidade de geração de hidrogênio	
UTE	Unidade Termoelétrica	
VAP	Vapor de alta pressão	t/h
VMP	Vapor de média pressão	

---

# SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b>	<b>14</b>
1.1	MOTIVAÇÃO	14
1.2	OBJETIVOS	15
1.3	APRESENTAÇÃO DO TRABALHO	16
<b>2</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>18</b>
2.1	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	18
2.1.1	Ciclos termodinâmicos	19
2.1.1.1	Primeira lei da termodinâmica	19
2.1.1.2	Segunda lei da termodinâmica	21
2.1.1.3	Ciclo de Carnot	22
2.1.1.4	Ciclo Rankine (CR)	26
2.1.1.5	Ciclo Brayton (CB)	31
2.1.1.6	Ciclo Combinado (CC)	33
2.1.2	Plantas de potência	35
2.1.3	Gaseificação	36
2.1.3.1	Termodinâmica da gaseificação	39
2.1.3.2	Cinética da gaseificação	44
2.1.3.3	Características das matérias primas	45
2.1.3.4	Características do gaseificador e equipamentos auxiliares	50
2.1.4	Análise Ambiental	57
2.1.5	Análise econômica	60
2.1.5.1	Valor presente líquido – VPL	60
2.1.5.2	Taxa interna de retorno – TIR	61
2.2	ESTADO DA ARTE	62
2.2.1	Termoelétricas de elevada eficiência	62
2.2.1.1	Ciclo Rankine Avançado	62
2.2.1.2	Ciclo Combinado	64
2.2.2	Gaseificação integrada ao ciclo combinado - IGCC	66
<b>3</b>	<b>ESTUDO DE CASO</b>	<b>72</b>
<b>4</b>	<b>COMPARATIVO ENTRE PLANTAS TRADICIONAIS E IGCCS</b>	<b>74</b>
4.1	EQUACIONAMENTO PARA OS IGCCS:	76
4.2	EQUACIONAMENTO PARA AS PLANTAS DE CR E CC	81
4.3	ANÁLISE ECONÔMICA	82
4.3.1	Custo de implantação	83
4.3.2	Balanço econômico operacional	85
4.3.3	VPL e TIR	89

---

4.4	ANÁLISE AMBIENTAL	90
4.5	ANÁLISE ENERGÉTICA	92
<b>5</b>	<b>CONCLUSÕES</b>	<b>96</b>
<b>6</b>	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>98</b>
<b>7</b>	<b>ANEXOS</b>	<b>102</b>

# 1 INTRODUÇÃO

## 1.1 MOTIVAÇÃO

O hidrogênio é uma matéria prima de grande importância para uma refinaria de petróleo. Sua utilização está associada à crescente demanda por derivados de petróleo menos poluentes e maior oferta de petróleos pesados. O hidrogênio, tipicamente gerado em unidades de reforma a vapor de gás natural ou nafta, promove a redução de compostos de enxofre, nitrogênio e aromáticos nos combustíveis. Este processo, que ocorre nas unidades de hidrotratamento, permite que os derivados de petróleo atendam legislações ambientais cada vez mais rigorosas.

As ampliações do parque de hidrotratamento das refinarias também implicam em aumento das demandas de eletricidade e vapor d'água. Para que a oferta destes dois insumos seja satisfatória, investimentos em centrais termoelétricas precisam ser realizados. Tradicionalmente, as tecnologias adotadas nestas centrais são do tipo Ciclo Rankine ou Ciclo Combinado. Do ponto de vista energético, estas duas rotas tecnológicas possuem baixa eficiência, o que encarece o custo de refino.

Ao mesmo tempo em que as refinarias de petróleo precisam investir nestas mudanças de seu parque industrial, também necessitam adequar suas emissões atmosféricas. Estas emissões, provenientes basicamente de fornos e caldeiras, estão associadas à queima de resíduos do petróleo. A combustão destes resíduos é, muitas vezes, a maneira mais adequada para se gerar energia e eliminar grandes volumes do chamado "fundo de barril" [ 12 ].

Uma antiga tecnologia, associada a conceitos modernos, pode ser a solução para a destinação destes resíduos de petróleo, geração de energia e produção de hidrogênio. Trata-se da gaseificação, processo que pode ser vinculado a uma planta de potência para geração de hidrogênio, vapor e energia elétrica. Esta promissora tecnologia, que pode atender necessidades

energéticas e ambientais, é conhecida como gaseificação integrada ao ciclo combinado. Este tipo de unidade é capaz de utilizar frações de petróleo com menor valor agregado para gerar vapor, energia elétrica e hidrogênio. Por possuir interessantes recursos para abatimento de emissões atmosféricas, esta rota tecnológica está sendo adotada em projetos recentes, os quais têm por premissa a redução dos impactos ambientais provocados pela indústria.

O uso da gaseificação integrada ao ciclo combinado como fonte energética vai de encontro ao atendimento de três importantes necessidades dos refinadores de petróleo:

- Processos energeticamente mais eficientes, possibilitando menores emissões atmosféricas e redução do custo de processamento de petróleo;
- Processos com facilidade de abatimento das emissões atmosféricas;
- Geração de hidrogênio para elevar a produção de combustíveis tratados.

## 1.2 OBJETIVOS

Para subsidiar tecnicamente futuros estudos de investimentos em centrais termoelétricas e unidades geradoras de hidrogênio em refinarias de petróleo, será conduzida uma avaliação de tecnologias disponíveis para estas unidades. As plantas que serão avaliadas são do tipo:

- Ciclo Rankine;
- Ciclo combinado;
- Gaseificação integrada ao ciclo combinado.

Especial atenção será dada à tecnologia de Gaseificação Integrada ao Ciclo Combinado (*IGCC*<sup>1</sup>). Quando comparada às outras tecnologias, esta possui vantagens quanto à eficiência energética e facilidade de abatimento de

---

<sup>1</sup> Do inglês *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC)*.

emissões atmosféricas. Além disso, algumas plantas de *IGCC* permitem a geração de hidrogênio, o qual pode ser utilizado em unidades de hidrotreatamento de derivados de petróleo.

Como metodologia de comparação destas diferentes tecnologias, serão feitas as seguintes avaliações:

- Balanço econômico operacional e de implantação;
- Eficiência energética;
- Emissões atmosféricas.

Efetuada estas avaliações, será possível verificar as vantagens técnicas, econômicas e ambientais de cada tipo de unidade.

### 1.3 APRESENTAÇÃO DO TRABALHO

A apresentação desta dissertação é feita através dos seguintes capítulos:

- Seção 2 - Revisão bibliográfica

Aborda a termodinâmica dos ciclos relacionados às plantas de potência, as plantas de potência propriamente ditas, o processo de gaseificação e as metodologias para análise econômica e ambiental. Além disso, esta seção também apresenta o estado da arte em relação às plantas de potência e gaseificação integrada ao ciclo combinado;

- Seção 3 - Estudo de caso

Nesta seção é apresentada a tecnologia e as condições operacionais de uma planta de *IGCC* presente na refinaria de petróleo *Pernis*, da empresa Shell;

- Seção 4 - Comparativo entre plantas de potência e *IGCCs*.



A análise comparativa, do ponto de vista econômico, energético e ambiental, é apresentada nesta seção;

- Seção 5 - Conclusões;
- Seção 6 - Referências bibliográficas;
- Seção 7 - Anexos.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo serão abordados os conceitos básicos envolvendo plantas de potência e gaseificação, os quais darão subsídio para a compreensão do assunto principal deste trabalho, a Gaseificação Integrada ao Ciclo Combinado. Também serão abordadas as técnicas disponíveis para a comparação energética, ambiental e econômica das plantas. O desenvolvimento deste capítulo será feito em dois tópicos principais:

➤ **Fundamentação teórica**

- Conceitos termodinâmicos relacionados às plantas de potência;
- Conceitos de gaseificação;
- Análise ambiental;
- Análise econômica.

➤ **Estado da arte**

- Termoelétricas de elevada eficiência;
- Gaseificação integrada ao ciclo combinado.

### 2.1 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

A análise da alternativa do *IGCC* como planta termelétrica exige um aprofundamento teórico de alguns conceitos. Primeiramente, será estudada a termodinâmica dos processos utilizados nestas unidades, ou seja, os ciclos termodinâmicos. Na sequência, será visto como os diversos tipos de ciclos termodinâmicos estão presentes na unidade industrial, a chamada planta de potência.

Buscando direcionar o estudo para a planta de *IGCC*, será visto o processo de gaseificação e, posteriormente, como este processo pode ser associado a uma planta de potência.

Além disso, também serão abordados tópicos para comparação das plantas: eficiência energética, emissões atmosféricas e balanço econômico.

## 2.1.1 Ciclos termodinâmicos

O estudo de ciclos termodinâmicos está diretamente relacionado com a primeira e a segunda leis da termodinâmica, as quais tratam da conservação de energia e da não idealidade dos processos, respectivamente. Estes dois conceitos fundamentais serão brevemente abordados a seguir.

### 2.1.1.1 Primeira lei da termodinâmica

*A energia não pode ser criada nem destruída,  
pode apenas ser transformada.*

Para qualquer sistema, a transferência de energia está associada com fluxos de massa, calor e trabalho, que cruzam as fronteiras do sistema, além das variações de energia provocadas internamente no sistema em análise. Sendo assim, surge a expressão básica de conservação de energia:

$$\sum E_{ENTRA} - \sum E_{SAI} = \Delta E_{ACUMULADA} \quad \text{Eq. 2.1}$$

O termo  $E$  (energia), indicado na Eq. 2.1, refere-se aos diversos tipos de energia apresentados por um sistema:

- Cinética;
- Potencial;
- Interna (U);

A Figura 2.1 mostra como estes fluxos energéticos estão presentes em um volume de controle (V.C.) de um sistema.

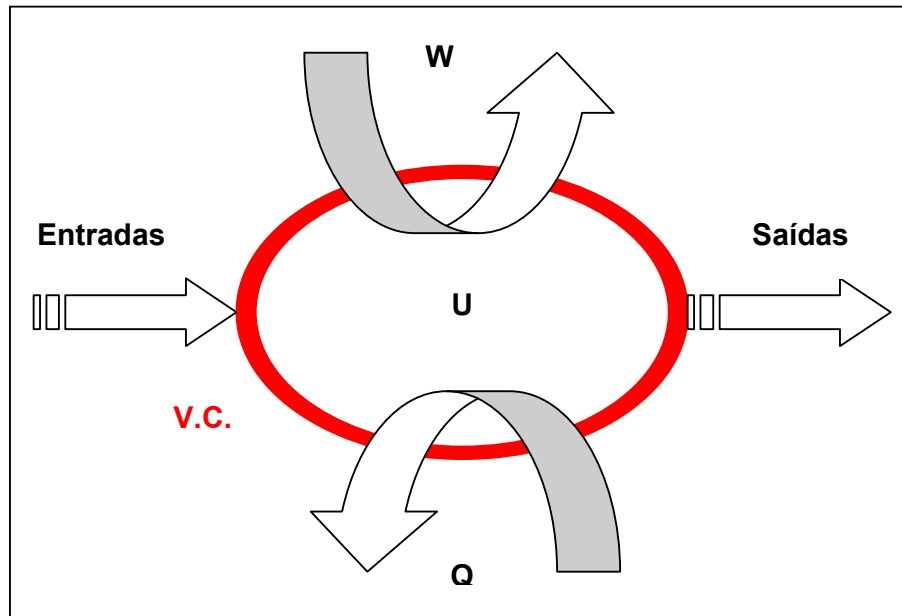


Figura 2.1 – Balanço de energia em um sistema

Aplicada a uma planta de potência, esta lei da termodinâmica mostra que a energia inserida na forma de combustão resulta em:

- Calor (vapor), posteriormente convertido em eletricidade através de um gerador elétrico;
- Calor (perdas térmicas nos equipamentos);
- Atrito nos mecanismos de transmissão de energia;
- Ruído.

Este processo de transformação da energia está associado às mudanças de propriedades (temperatura, pressão, volume) de um fluido. Estas mudanças são provocadas pelos fluxos de trabalho e/ou calor através das fronteiras do sistema. Quando um fluido sofre alterações consecutivas de suas propriedades, de modo a retornar à condição inicial, diz-se que ocorreu um ciclo termodinâmico. A representação destes ciclos pode ser feita através de um diagrama temperatura-entropia (T-S), como pode ser visto na Figura 2.2. Nesta figura, as transformações indicadas se referem ao Ciclo Rankine Simples. São elas:

- 1 → 2      Pressurização do líquido (bombeio -  $W_B$ );
- 2 → 3      Aquecimento e vaporização ( $Q_H$ );

- 3 → 4 Expansão e geração de trabalho (turbina -  $W_T$ );
- 4 → 1 Rejeição de calor (condensador). Neste caso, parte do calor não pode ser aproveitada para gerar trabalho, implicando em rejeição térmica para o meio ambiente ( $Q_C$ ).

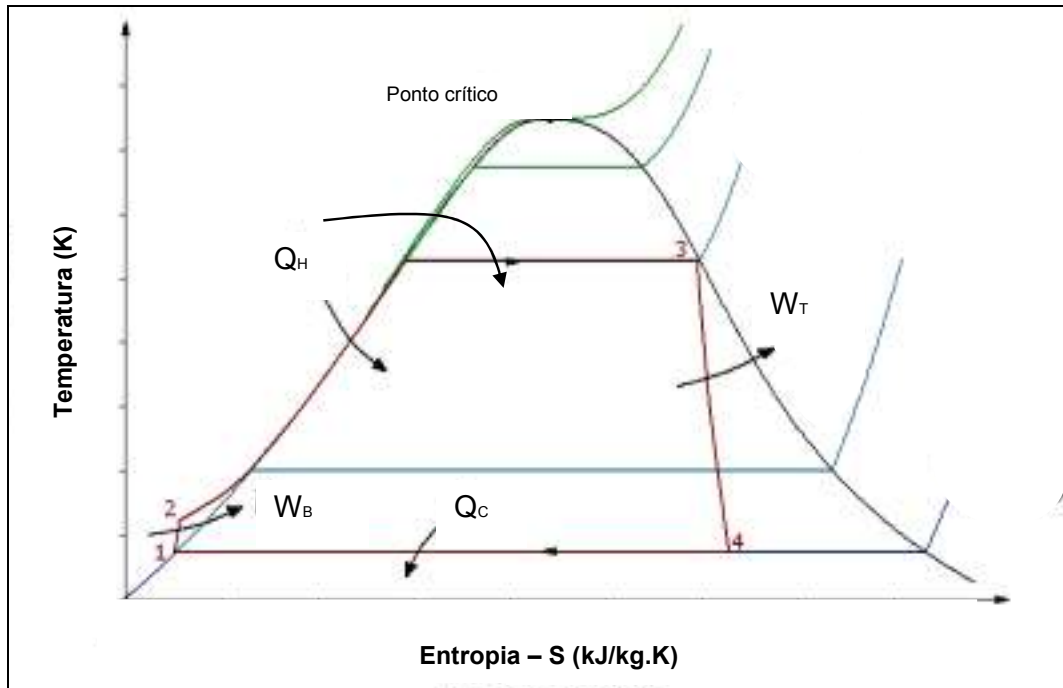


Figura 2.2 – Diagrama T-S de um ciclo termodinâmico (Rankine Simples) [ 7 ]

### 2.1.1.2 Segunda lei da termodinâmica

*Nenhum processo cíclico é possível caso o único resultado seja a absorção de calor de um reservatório e sua conversão completa em trabalho.*

Este enunciado para a segunda lei, também conhecido como Postulado de Kelvin<sup>2</sup>, reflete a inexistência de máquinas térmicas ideais. Esta situação é claramente evidenciada em motores de combustão interna e plantas de potência, os quais apresentam eficiências térmicas típicas de 30 – 50 %.

<sup>2</sup> Barão William Thomson **Kelvin** (1824 - 1907) foi um físico, matemático e engenheiro britânico que gerou grandes avanços no tratamento matemático da termodinâmica e da eletricidade. Desenvolveu também a escala absoluta de temperatura (K).

A segunda lei da termodinâmica surge para aprimorar os conhecimentos das transformações termodinâmicas de um sistema. Isto porque a primeira lei não é capaz de evidenciar a direção natural destas transformações. Surge então o conceito de entropia, capaz de avaliar a tendência espontânea e a eficiência de um processo termodinâmico. Estas avaliações são realizadas com auxílio de diagramas T-S, os quais permitem a quantificação da energia perdida em um processo cíclico.

Os primeiros estudos relativos a ciclos termodinâmicos foram realizados por Sadi Carnot<sup>3</sup>, dando origem ao conhecido Ciclo de Carnot. Este ciclo, que é teórico, e suas derivações aplicáveis à realidade das plantas termoelétricas, serão tratados a seguir.

### 2.1.1.3 Ciclo de Carnot

Um dos métodos para se avaliar a eficiência de plantas térmicas é através do Ciclo de Carnot. Este indica a máxima eficiência de um ciclo térmico, pois trata todas as transformações termodinâmicas como ideais e reversíveis. O diagrama energético deste ciclo é mostrado na Figura 2.3.

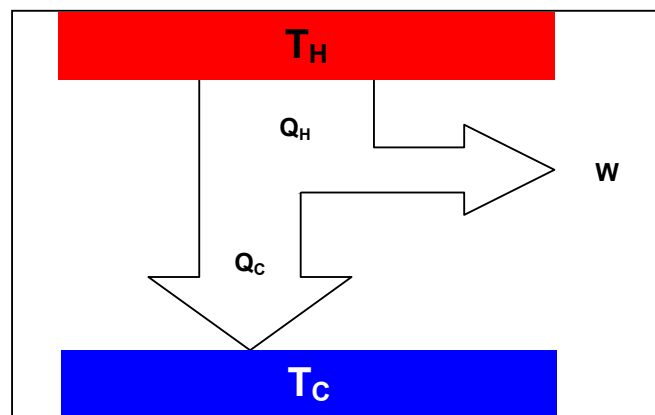


Figura 2.3 – Diagrama energético do Ciclo de Carnot

Onde:  $T_H$  e  $T_C$  são as temperaturas das fontes quente e fria, respectivamente;

$Q_H$  é o calor liberado pela fonte quente;

<sup>3</sup> Nicolas Léonard Sadi **Carnot** (1796 - 1832) foi um físico, matemático e engenheiro francês que demonstrou o primeiro modelo teórico de sucesso sobre as máquinas térmicas, o ciclo de Carnot.

$Q_C$  é o calor rejeitado pelo processo para a fonte fria;

$W$  é o trabalho gerado no sistema.

Como discutido anteriormente, uma das formas de representação de um ciclo termodinâmico é o diagrama T-S. Para o ciclo de Carnot, este diagrama (Figura 2.4) revela as seguintes transformações:

- **1 → 2** Compressão isentrópica e adiabática, entre os níveis  $T_C$  e  $T_H$  de temperatura, devido ao trabalho realizado sobre o fluido (bomba ideal);
- **2 → 3** Expansão isotérmica na  $T_H$  devido ao fornecimento de energia ( $Q_H$ ) para o fluido;
- **3 → 4** Expansão isentrópica e adiabática com geração de trabalho ( $W$ ), passando de  $T_H$  para  $T_C$  (turbina ideal);
- **4 → 1** Compressão isotérmica na  $T_C$  devido à remoção de calor ( $Q_C$ ) do fluido (condensador).

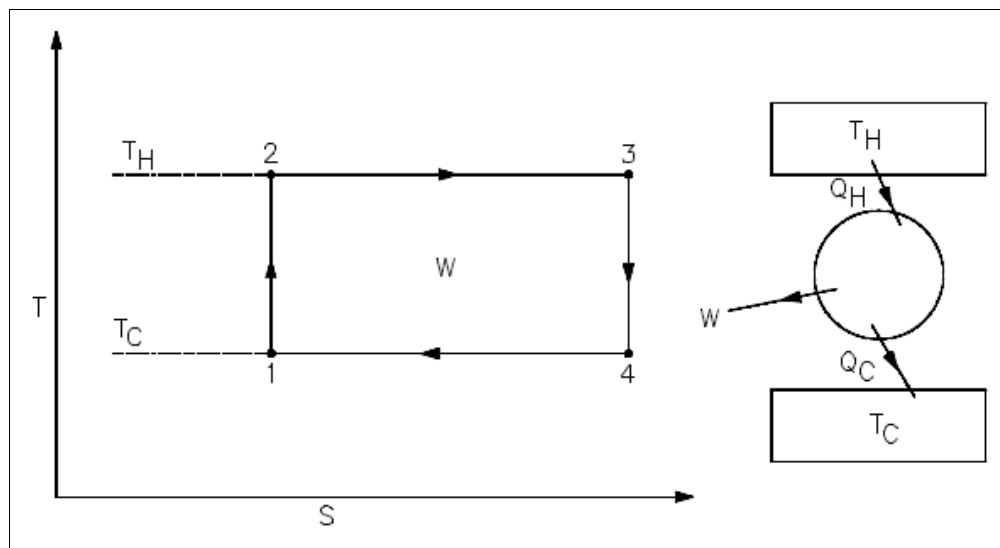


Figura 2.4 – Diagrama T-S do Ciclo de Carnot [ 7 ]

Uma importante informação deste gráfico T-S é a quantidade de energia inserida ( $Q_H$ ) e rejeitada ( $Q_C$ ). Estas são, respectivamente, representadas pelas

áreas abaixo da linha 2 - 3 e 1 - 4. Sendo assim, conclui-se que uma das formas de se elevar a eficiência de um ciclo termodinâmico é através da redução da  $T_C$ , o que reduz a rejeição de calor solicitada pelo sistema.

Através da análise deste gráfico T-S é possível definir a equação básica para a eficiência do Ciclo de Carnot:

$$\eta_C = \frac{(Q_H - Q_C)}{Q_H} = \frac{(T_H - T_C)}{T_H} = 1 - \frac{T_C}{T_H} \quad \text{Eq. 2.2}$$

Onde:  $\eta_C$  é a eficiência de Carnot;  
 $T_C$  é a temperatura da fonte fria;  
 $T_H$  é a temperatura da fonte quente.

A Eq. 2.2, que pode ser utilizada para caracterizar qualquer Ciclo Térmico, mensura a máxima eficiência teórica do sistema. Observa-se por esta equação que a eficiência depende exclusivamente das temperaturas das fontes quente e fria, entre as quais ocorre a troca de calor e, conseqüentemente, geração de trabalho.

Diferentemente do Ciclo de Carnot (ideal), os ciclos térmicos reais possuem características que os impedem de atingir a máxima eficiência (eficiência de Carnot). Isto porque os processos não são adiabáticos e nem reversíveis. Além disso, também existem limitações por parte dos equipamentos, os quais não podem trabalhar em certas condições operacionais (exemplo: bombeio na pressão de saturação do fluido). A Figura 2.5 faz uma comparação dos diagramas T-S de um ciclo real, mais especificamente o ciclo vapor, com o ciclo ideal (Carnot). Nesta figura ficam nítidas as diferenças entre os dois tipos de ciclo. No caso real, a compressão e a expansão não são isentrópicas. Além disso, surge a necessidade de sub-resfriamento do fluido para realização da compressão (1 → 2), de modo a evitar cavitação no equipamento de bombeio. Em um ciclo real, operando com turbinas de alta eficiência, também é necessário superaquecer o vapor que será admitido nas turbinas, a fim de evitar danos às palhetas do equipamento pela incidência de gotículas de água. Esta condição é mostrada pelos pontos 3 → 4 e 3' → 4' na Figura 2.6.



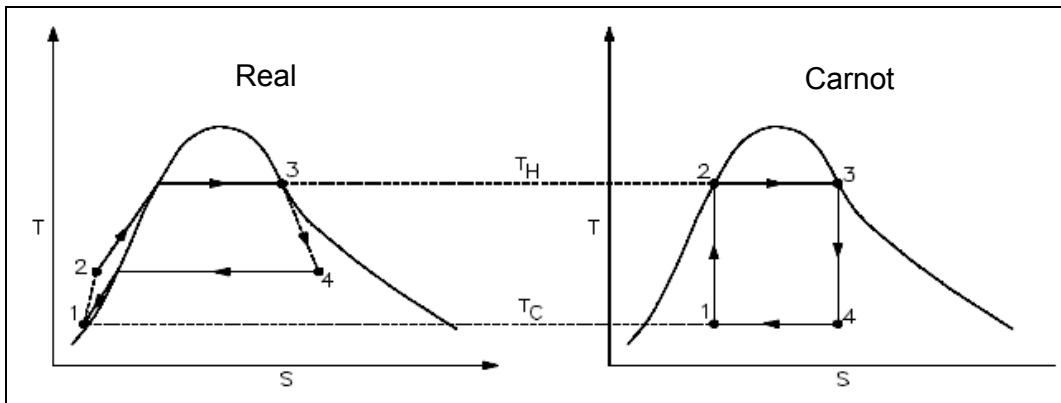


Figura 2.5 – Ciclo Real comparado com Ciclo de Carnot [ 7 ]

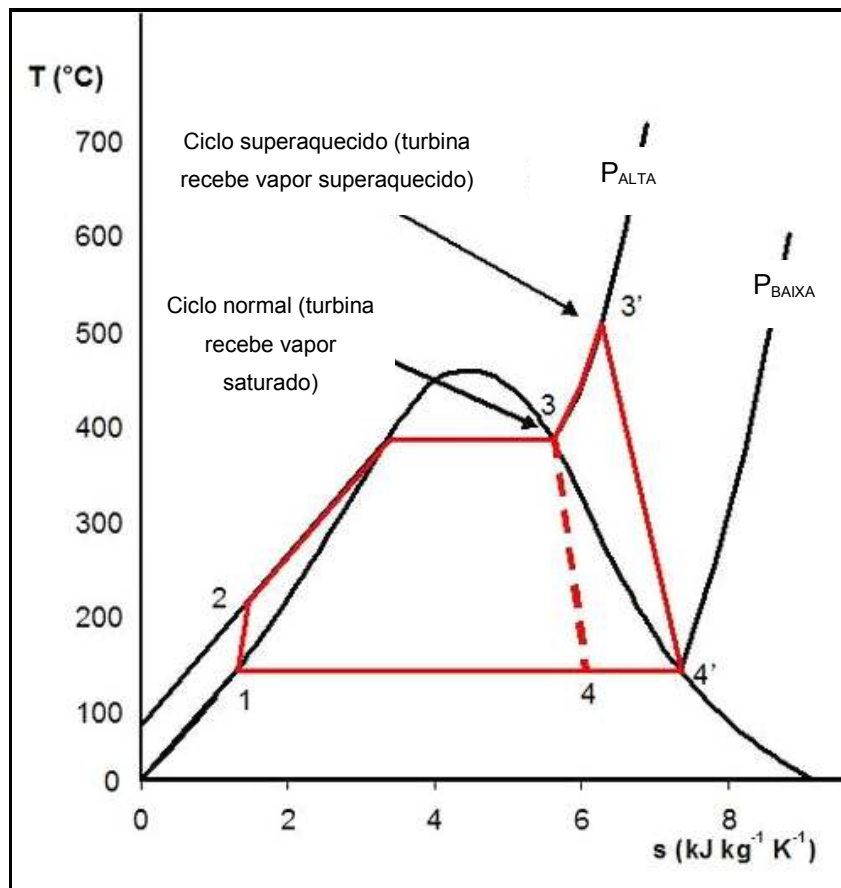


Figura 2.6 – Diagrama T-S de um ciclo real [ 7 ]

Com relação aos ciclos termodinâmicos reais, a tecnologia atual utiliza como base os seguintes processos:

- Ciclo Rankine;
- Ciclo Brayton;

➤ Ciclo Combinado.

Estes ciclos termodinâmicos, que são as bases de uma planta de IGCC, serão abordados na sequência.

### 2.1.1.4 Ciclo Rankine (CR)

O Ciclo Rankine<sup>4</sup>, também conhecido como Ciclo Simples ou Ciclo a Vapor, é a base da maioria das centrais termoelétricas de refinarias de petróleo no Brasil. Tais sistemas, geradores de energia elétrica e vapor d'água superaquecido (caso de cogeração), têm eficiência térmica global da ordem de 30%, podendo chegar a 40% em unidades com projetos mais modernos. A Figura 2.7 mostra um esquema deste tipo de planta de potência.

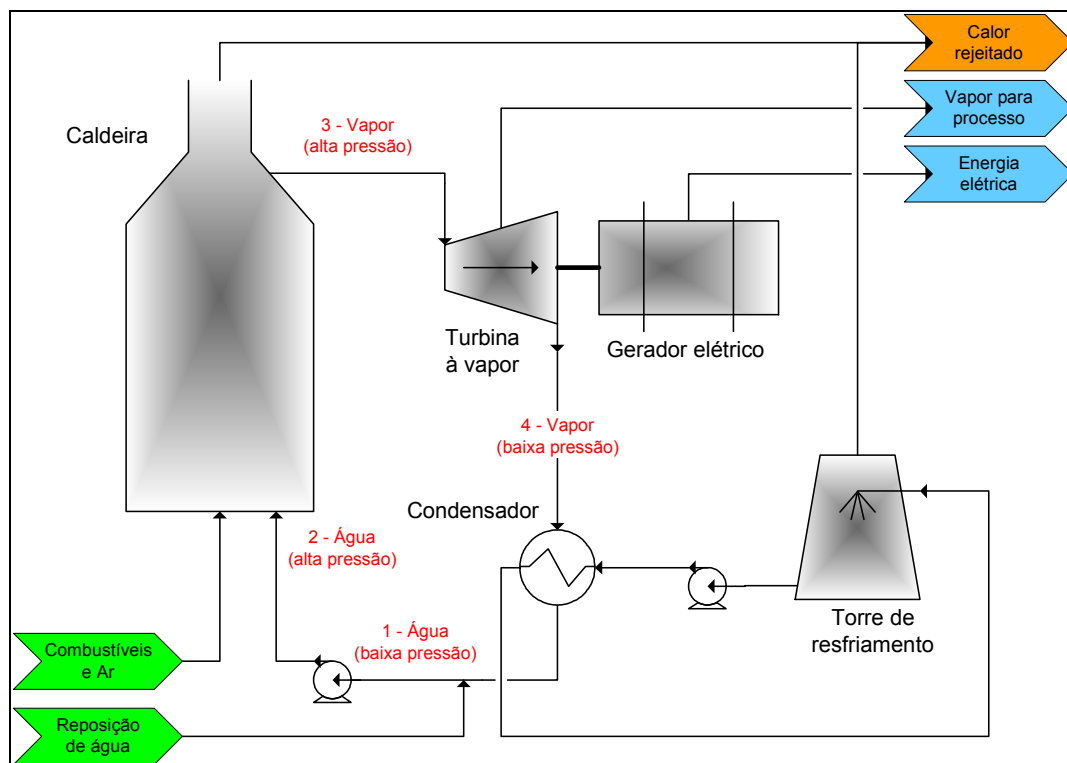


Figura 2.7 – Esquema do Ciclo Rankine

Este tipo de planta é constituído por:

<sup>4</sup> William John Macquorn **Rankine** (1820 - 1872), engenheiro e físico escocês, foi um dos fundadores da termodinâmica, tendo desenvolvido uma teoria completa para motores a vapor.

- **Bomba** Eleva a pressão da água até a condição operacional da caldeira. Em geral, são bombas de múltiplos estágios;
- **Caldeira:** Gerador aquatubular de vapor de alta pressão (40 barg a 150 barg). O vapor gerado é superaquecido, de modo a permitir seu uso em turbinas de alta performance;
- **Turbina:** Elemento que converte a energia cinética e térmica do vapor em trabalho, o qual será transmitido para o gerador de energia elétrica. Dois arranjos são possíveis:
  - Extração – condensação: parte do vapor de alta pressão admitido é condensado e outra parte gera vapor de pressão inferior (extração). Eventualmente, pode operar na condição de condensação total. É o principal elemento de ajuste das demandas de energia elétrica e vapor de uma planta industrial (balanço termoelétrico);
  - Contra-pressão: todo o vapor de alta pressão é convertido em vapor de pressão inferior. Este, por sua vez, será utilizado em outros processos ou turbinas, podendo ser reaproveitado (condensado) para geração de vapor;
- **Condensador:** Elemento responsável pelo fechamento do ciclo termodinâmico (rejeição de calor). Opera em condição de pressão sub atmosférica;
- **Economizador:** Trocador de calor localizado entre a bomba e a caldeira. É responsável pelo pré-aquecimento da água a ser admitida no gerador de vapor. Contribui para a elevação da eficiência global do sistema. Não está presente em todas as plantas e, por isso, não foi representado na Figura 2.7.

As quatro transformações termodinâmicas do ciclo Rankine, mostradas anteriormente na Figura 2.2, são: compressão (1 → 2), aquecimento e vaporização em alta pressão (2 → 3), expansão (3 → 4), condensação em baixa pressão (4 → 1).

Com relação à avaliação da eficiência energética deste ciclo termodinâmico, quatro equipamentos básicos devem ser considerados:

- Caldeira e pré aquecedores de água (calor inserido –  $Q_H$ )
- Turbina (trabalho gerado –  $W_T$ )
- Bomba (trabalho inserido –  $W_B$ )
- Condensadores (Calor rejeitado –  $Q_C$ )

No caso da turbina, a eficiência é definida pela relação entre o trabalho real produzido e o trabalho ideal isentrópico. Como as variações de energia cinética, potencial e perdas térmicas podem ser desprezadas, a equação para a eficiência da turbina se torna:

$$\eta_t = \frac{W_{real}}{W_{ideal}} = \frac{(h_{admissão} - h_{exaustão})_{real}}{(h_{admissão} - h_{exaustão})_{ideal}} \quad \text{Eq. 2.3}$$

Onde:  $\eta_t$  é a eficiência da turbina;

$W_{real} / ideal$  são os trabalhos de eixo produzidos pela turbina (real / ideal);

$h_{admissão} / exaustão$  são as entalpias específicas das correntes de entrada e de saída.

Na prática, os valores típicos de eficiência de turbinas a vapor variam de 60% a 80%, podendo chegar a 90% no caso de turbinas de grande porte. Em um diagrama T-S, a condição não isentrópica de turbinas reais pode ser visualizada, conforme mostra a Figura 2.8.

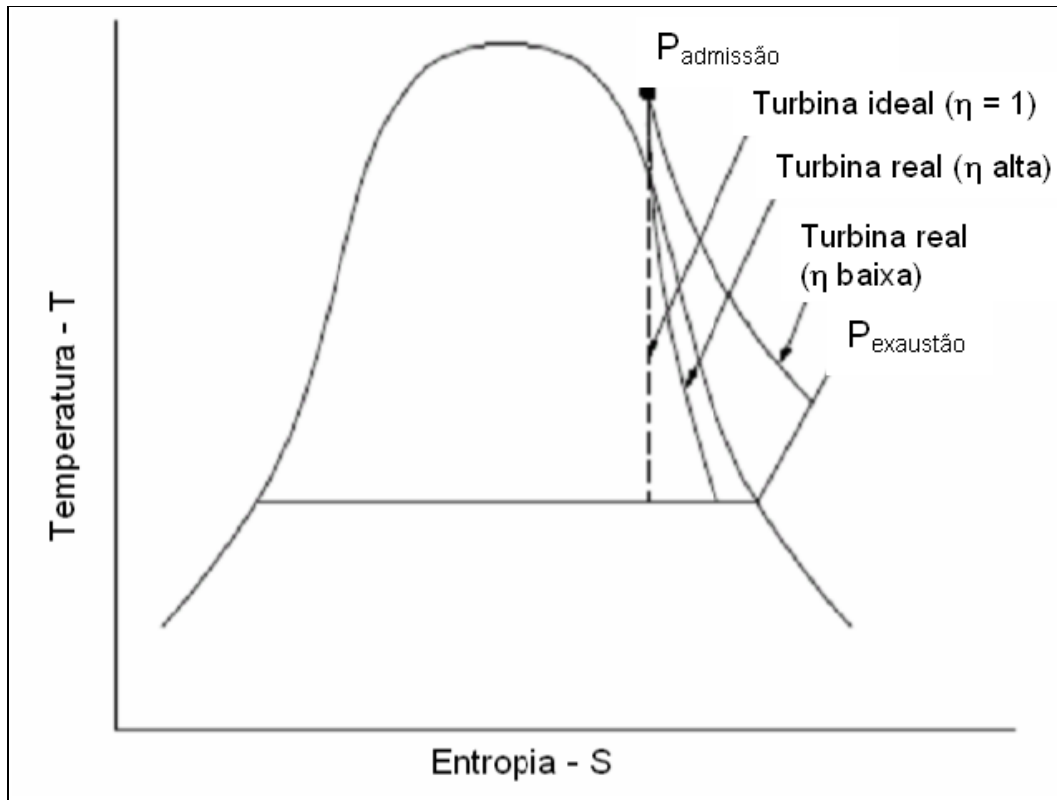


Figura 2.8 – Comparação da performance de turbinas reais com a ideal [ 7 ]

Quanto à eficiência da bomba, esta é definida pela relação entre o trabalho ideal solicitado pelo fluido e o trabalho real, que é superior ao anterior. A equação que representa esta eficiência é dada por:

$$\eta_b = \frac{W_{ideal}}{W_{real}} = \frac{(h_{exaustão} - h_{admissão})_{ideal}}{(h_{exaustão} - h_{admissão})_{real}} \quad \text{Eq. 2.4}$$

Onde:  $\eta_b$  é a eficiência da bomba;

$W_{real / ideal}$  são os trabalhos de eixo solicitados pela bomba (real / ideal);

$h_{exaustão / admissão}$  são as entalpias específicas das correntes de saída e de entrada.

Assim como assumido para a turbina, as variações de energia potencial, cinética e perdas térmicas são desprezíveis na análise da maioria das bombas reais.

Tanto para a turbina quanto para a bomba, também devem ser consideradas, na análise de eficiência da planta termelétrica, as ineficiências

de acoplamento entre elemento inicial e final. Assim, para o conjunto turbina/gerador elétrico, existem ineficiências de acoplamento e do próprio gerador. Para o caso da bomba, devem ser contabilizadas as perdas de eficiência do acionador (motor elétrico ou turbina a vapor) e do acoplamento.

Por último, na análise de eficiência, surgem os trocadores de calor, presentes na forma de caldeiras e/ou condensadores. Estes apresentam ineficiências devido às dificuldades de transferência de calor entre os fluidos (gasosos X líquidos) e através das barreiras físicas impostas (paredes dos tubos e fuligem). Em teoria, a eficiência de troca térmica poderia ser elevada com o aumento da temperatura da fonte quente e redução da temperatura da fonte fria. Contudo, existem alguns limitantes para esta otimização:

- Características e materiais de construção da caldeira, que não permitem elevar a temperatura da fonte quente (vapor) acima de 600 °C;
- Temperatura do reservatório frio determinada pelas características ambientais (ar, rios e mares). Em geral, a temperatura da fonte fria não é inferior a 30 °C.

A eficiência máxima teórica de um Ciclo Rankine, dada pela Eq. 2.2, é de aproximadamente 63 % [ 9 ]. Na prática, valores da ordem de 30 a 40 % são obtidos. Isto ocorre devido à ineficiência do processo de troca térmica entre gases de combustão e água e devido à necessidade de rejeição térmica do processo. A Eq. 2.5, que representa o cálculo aproximado da eficiência do CR, considera a relação entre o trabalho de eixo gerado na TV e a energia que seria fornecida por uma queima ideal dos combustíveis. O termo relativo ao trabalho de eixo consumido no processo de bombeio é desprezado, dada a magnitude do trabalho na turbina.

$$\eta_{CR} = \frac{W_{TURBINA} - W_{BOMBA}}{Q_{COMBUSTÃO}} \cong \frac{W_{TURBINA}}{Q_{COMBUSTÃO}} \quad \text{Eq. 2.5}$$

Onde:  $\eta_{CR}$  é a eficiência do Ciclo Rankine;  
 $W_{TURBINA}$  é o trabalho gerado pela turbina;  
 $W_{BOMBA}$  é o trabalho consumido pela bomba de condensado (desprezível frente ao trabalho da turbina);

$Q_{\text{COMBUSTÃO}}$  é o calor disponível pela queima ideal do combustível (PCI x W, onde W é a vazão mássica de combustível).

As perdas térmicas ocorridas no CR são computadas pelo próprio trabalho da turbina, que é reduzido à medida em que o sistema perde energia (calor) através de suas fronteiras.

### 2.1.1.5 Ciclo Brayton (CB)

O Ciclo Brayton<sup>5</sup> foi originalmente concebido para aplicações aeronáuticas. Contudo, seu uso se expandiu para plantas termoeletricas, onde foi associado ao Ciclo Rankine e deu origem ao Ciclo Combinado.

O Ciclo Brayton é composto pelos seguintes equipamentos:

- Compressor de ar;
- Combustor;
- Turbina a gás.

Um arranjo esquemático deste ciclo pode ser visto na Figura 2.9.

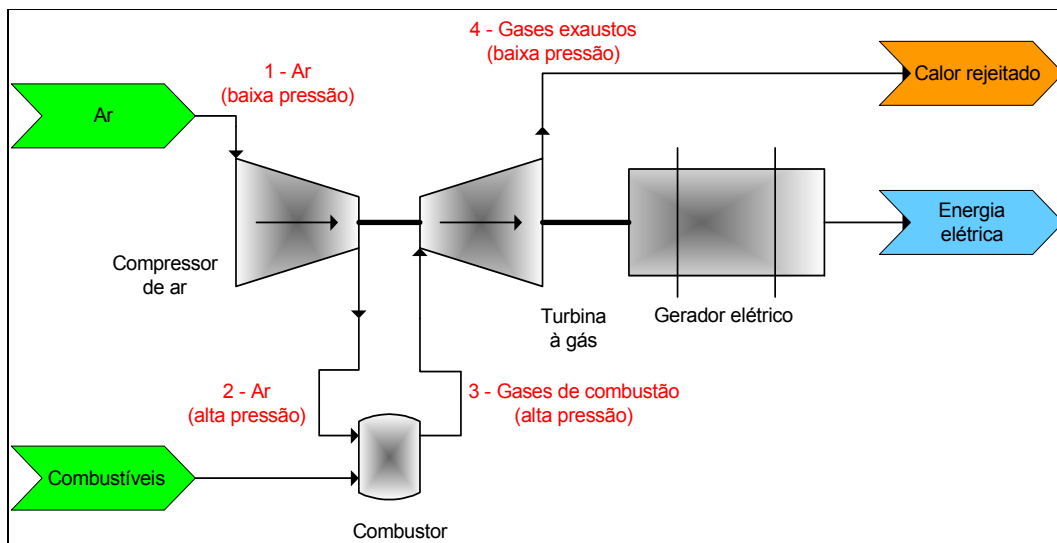


Figura 2.9 – Esquema do Ciclo Brayton

<sup>5</sup> George **Brayton** (1830 – 1892) foi um engenheiro mecânico que elaborou os conceitos de combustão contínua, base para as atuais turbinas.

Os processos mostrados na Figura 2.9 são visualizados no diagrama T-S do Ciclo Brayton (Figura 2.10). Nesta figura, as transformações termodinâmicas indicadas pelos números de 1 a 4 são:

- 1 → 2      Compressão do ar;
- 2 → 3      Combustão;
- 3 → 4      Expansão na turbina à gás;
- 4 → 1      Rejeição de gases quentes para a atmosfera.

A passagem 4 → 1, que torna o ciclo fechado, não se verifica no ciclo Brayton real, visto que a rejeição de calor ocorre para a atmosfera e, portanto, sem retorno para a condição 1.

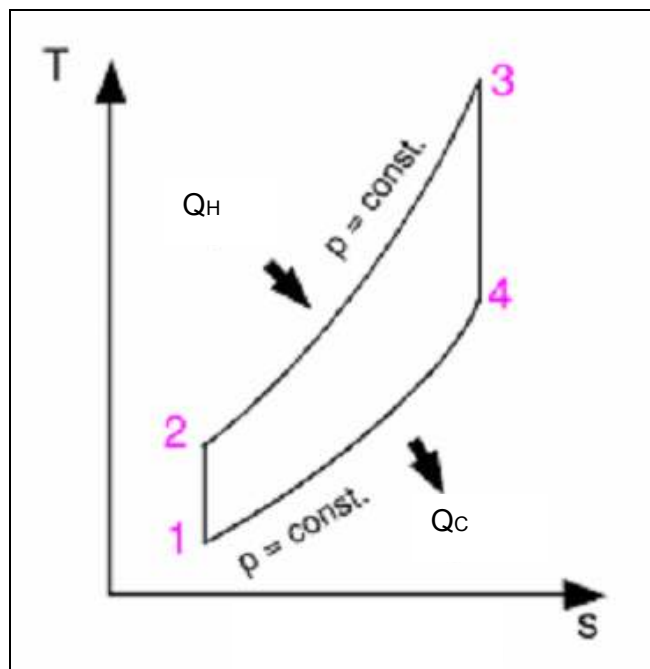


Figura 2.10 – Diagrama T-S do Ciclo Brayton ideal [ 7 ]

A eficiência deste ciclo é aumentada quando se eleva a temperatura dos gases de combustão que entram na turbina. Todavia, existe uma limitação para isto, já que as palhetas das turbinas se danificam em altas temperaturas. Atualmente, os avanços tecnológicos permitem que os gases de combustão sejam admitidos com temperaturas da ordem de 1350 °C. Contudo, esta aparente elevação de eficiência acarreta aumento das perdas através dos



gases de combustão que são enviados para a atmosfera. Surge neste ponto a necessidade de integração energética do Ciclo Brayton com o Ciclo Rankine. À esta associação dá-se o nome de Ciclo Combinado.

#### 2.1.1.6 *Ciclo Combinado (CC)*

O Ciclo Combinado, que é uma associação dos Ciclos Rankine e Brayton, faz uso das vantagens energéticas de cada um destes processos. A transferência de calor entre as fontes quente e fria, por exemplo, é feita sem intermediários (água/vapor) como ocorre no CR. O CC utiliza a sistemática do CB para transformar calor em trabalho, de modo direto com os gases de combustão acionando uma turbina. Além disso, o ciclo combinado possibilita que os gases de combustão da turbina a gás tenham sua energia recuperada em uma caldeira. Esta, por sua vez, irá gerar vapor para acionamento de outra turbina que gerará mais trabalho. Sendo assim, o ciclo combinado é composto por:

- Compressor de ar;
- Combustor;
- Turbina a gás (TG);
- Caldeira recuperadora de calor (em inglês, *HRSG – Heat Recovery Steam Generator*);
- Turbina a vapor (TV);
- Condensador;
- Bomba de pressurização de água.

O esquema de uma planta de potência que utiliza este tipo de ciclo térmico é apresentado na figura a seguir.

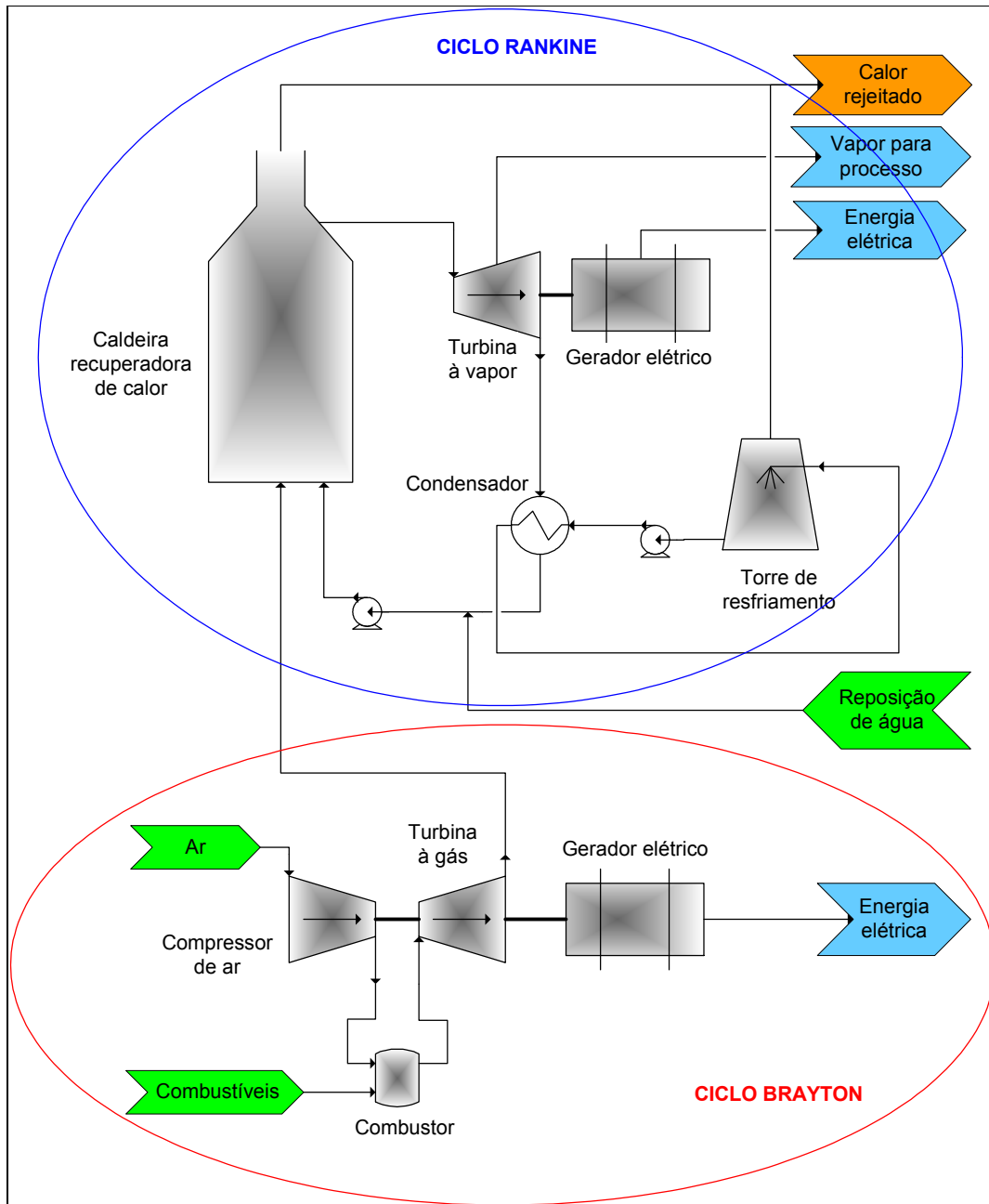


Figura 2.11 – Esquema de uma planta termoeletrica com Ciclo Combinado

Esta integração energética permite que a eficiência da planta, dada pela Eq. 2.6, atinja valores de até 60 %.

$$\eta_{CC} = \frac{W_{TG} + W_{TV} - W_{COMPRESSOR}}{Q_{COMBUSTÃO}}$$

Eq. 2.6

Onde:  $\eta_{CC}$  é a eficiência do Ciclo Combinado;

$W_{TG}$  é o trabalho gerado pela turbina a gás;

$W_{TV}$  é o trabalho gerado pela turbina a vapor;

$Q_{COMBUSTÃO}$  é o calor disponível pela queima ideal do combustível ( $PCI \times W$ , onde  $W$  é a vazão mássica de combustível).

Para estes três ciclos, uma interessante avaliação pode ser previamente feita através da comparação das eficiências de Carnot com as reais. Isto está descrito na Tabela 2.1, onde também foram incorporados dados da planta de *IGCC*, foco desta dissertação.

Tabela 2.1 – Comparação entre eficiências teóricas e reais para diferentes ciclos de plantas de potência [ 9 ]

Ciclo	Temperaturas (°C)		Eficiência (% PCI)		
	$T_F$	$T_Q$	Carnot	Real	Real como % de Carnot
<b>Rankine</b>	27	540	63	40	63
<b>Brayton</b>	27	1210	80	43	54
<b>Combinado</b>	27	1350	82	58	71
<b>IGCC</b>	27	1350	82	46	56

Os dados mostrados na Tabela 2.1 indicam que o Ciclo Combinado (Rankine + Brayton) permite a elevação da eficiência pela associação do potencial energético do Ciclo Brayton (maior  $T_Q$ ) com a viabilidade de recuperação de calor do Ciclo Rankine. Outra informação mostrada pela tabela anterior é que a eficiência do *IGCC* é menor do que a de um ciclo combinado. Contudo, existem outras vantagens do *IGCC*, quando comparado ao ciclo combinado, que podem viabilizar esta tecnologia. Estes assuntos serão tratados em maiores detalhes na sequência.

### 2.1.2 Plantas de potência

A transformação de energia térmica, oriunda de combustão ou fissão nuclear, em eletricidade (e eventualmente outras formas de energia térmica) é comumente realizada em unidades industriais conhecidas como plantas de potência. Estas plantas de potência, também conhecidas como plantas

termoelétricas, fazem uso dos ciclos termodinâmicos para a geração de trabalho.

As plantas de potência têm como característica baixas eficiências energéticas. Isto é resultado de inúmeros fatores, entre os quais estão: perda de calor para o meio ambiente, uso de fluido intermediário para transporte da energia de combustão, uso de turbinas a vapor com baixa eficiência, limitações construtivas e de materiais.

Na busca pelo aumento destas eficiências, melhorias pontuais têm sido buscadas. Neste sentido, foram feitos grandes avanços, por exemplo, nos projetos de turbinas a vapor, que passaram de simples mecanismos de pistão para turbinas de alta performance. Melhorias construtivas e de materiais também estão possibilitando incrementos no aproveitamento de energia [ 9 ]. Contudo, eficiências da ordem de 50 % (em relação ao PCI do combustível) ainda são comuns, mesmo em projetos modernos.

Quanto às matérias primas para as unidades termoelétricas, diversas substâncias são utilizadas. Em função da disponibilidade mundial de carvão mineral, este é o combustível de maior consumo. Contudo, outras matérias primas como o gás natural, o óleo combustível e a biomassa também compõem o conjunto de combustíveis para estas unidades.

### **2.1.3 Gaseificação**

A gaseificação é um processo de oxidação parcial, ou seja, uma combustão incompleta realizada em ambiente com teor controlado de oxigênio. Os produtos desejados em uma reação de gaseificação são monóxido de carbono e hidrogênio. Estes compõem o chamado gás de síntese, o qual possui aplicações diversas na indústria petroquímica (vide Figura 2.12).

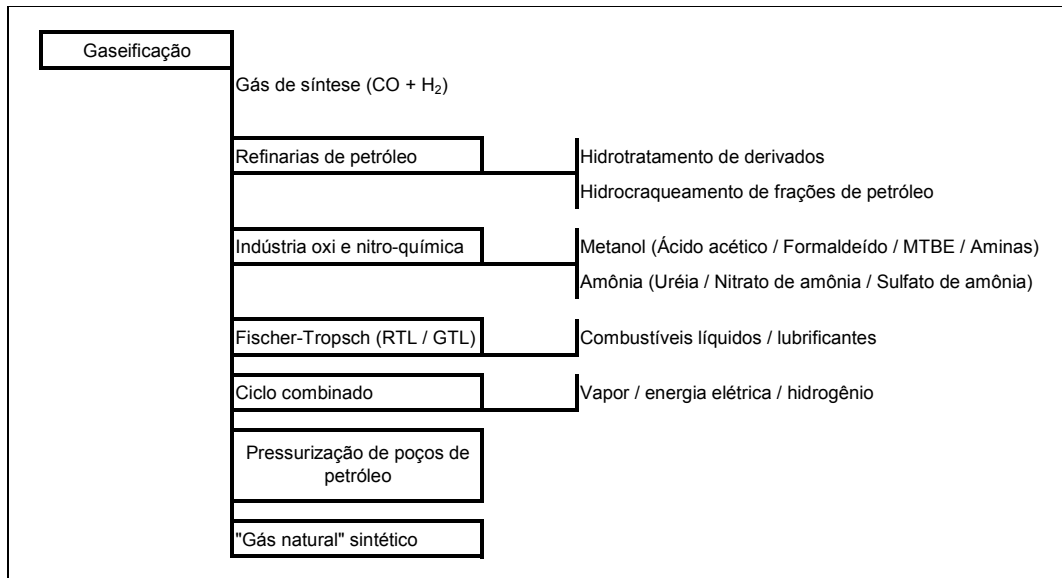


Figura 2.12 – Exemplos de aplicação do gás de síntese [ 13 ]

O processo de gaseificação foi concebido para a produção do chamado “gás das cidades”, que era utilizado para aquecimento, iluminação e uso doméstico. Este desenvolvimento inicial data da primeira metade do século XIX. Todavia, aplicações não comerciais da gaseificação já eram conhecidas no final do século XVIII. Em meados do século XIX, boa parte da cidade de Londres era iluminada com este combustível. Da mesma forma que ocorria nas cidades, o uso industrial também se ampliava. Na época, as principais matérias primas para os gaseificadores eram o carvão mineral e a madeira [ 28 ].

Em 1881, foi registrado o primeiro uso de um gaseificador como fonte de combustível para um motor de combustão interna. No início do século XX, diversas aplicações da gaseificação foram feitas para acionamento de caminhões, tratores e automóveis. Um dos grandes estudiosos deste processo foi o francês Georges Imbert<sup>6</sup>.

Com o início da Segunda Guerra Mundial, a escassez de petróleo fez com que os gaseificadores de biomassa se tornassem mais comuns em processos de geração de eletricidade. Esta forma de aplicação da gaseificação se difundiu pela Europa, Ásia, América Latina e Austrália. Apenas na Europa, cerca de um milhão de veículos eram acionados por gaseificadores naquela época, usando carvão vegetal ou madeira como combustível. Com o término

<sup>6</sup> Georges Christian Peter Imbert (1884 – 1950): engenheiro químico francês que desenvolveu o processo para geração do gasogênio (gás de síntese), combustível substituto da gasolina.

da guerra, esta tecnologia deixou de ser utilizada em veículos. Nas décadas de 1970 e 1980, as crises energéticas fizeram com que a gaseificação, em especial a de biomassa, voltasse a ser foco de diversos estudos [ 24 ].

O processo de gaseificação utiliza matérias primas diversas: carvão, coque, frações pesadas de petróleo ou biomassa. A conversão destas substâncias é feita através de uma combustão parcial controlada, de modo a gerar o gás de síntese. Esta corrente gasosa é rica em monóxido de carbono e hidrogênio, o que a torna uma importante intermediária na indústria petroquímica. Entre as inúmeras aplicações do gás de síntese, encontram-se:

- Geração de hidrogênio via reação com vapor d'água (*shift*). Este, por sua vez, pode ser utilizado para o hidrotratamento e hidrocrackeamento de derivados de petróleo;
- Produção de amônia, metanol e outros químicos correlatos;
- Produção de uréia;
- Produção de gás natural sintético;
- Produção de hidrocarbonetos superiores sintéticos via processo Fischer-Tropsch<sup>7</sup>;
- Recuperação da produtividade de poços petrolíferos através da repressurização pela injeção do dióxido de carbono;
- Geração de eletricidade e vapor em plantas termelétricas.

A Figura 2.12 mostra, simplificada, estas alternativas para aproveitamento do gás de síntese.

A seguir serão abordadas informações sobre a termodinâmica e a cinética das reações de gaseificação, assim como características das matérias primas e tecnologias disponíveis para projeto de reatores.

---

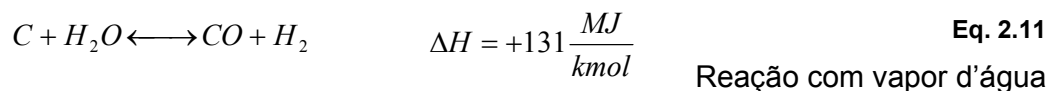
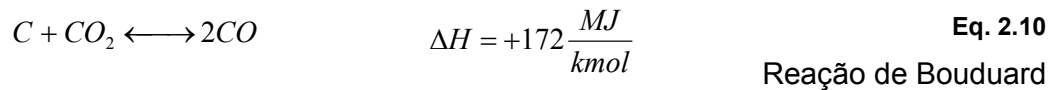
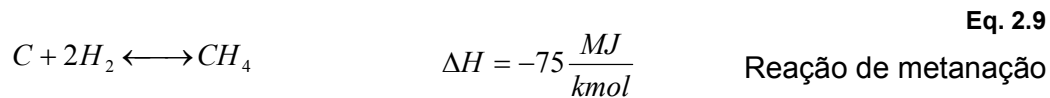
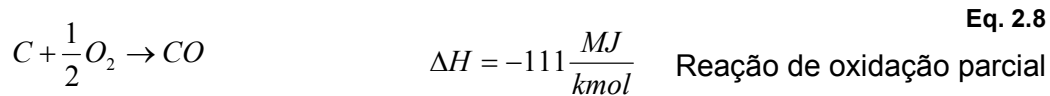
<sup>7</sup> **Fischer-Tropsch** – Processo químico para produção de hidrocarbonetos líquidos (da faixa da gasolina, querosene, gasóleo, lubrificantes), desenvolvido pelos químicos alemães Franz Joseph Emil **Fischer** (1877 – 1947) e Hans **Tropsch** (1889 – 1935).

### 2.1.3.1 Termodinâmica da gaseificação

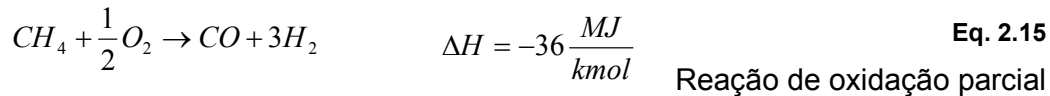
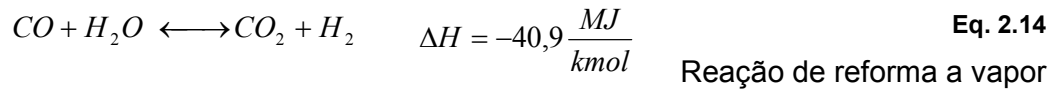
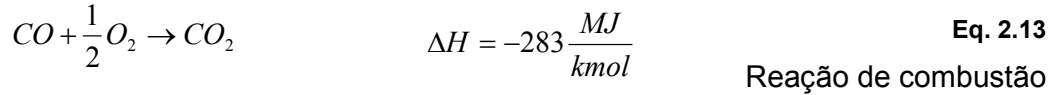
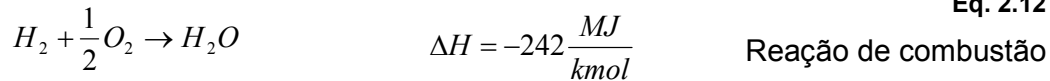
O processo de oxidação que ocorre em um reator de gaseificação pode ser resumido pela seguinte reação global:



Esta reação indica a formação dos principais produtos de um gaseificador. Contudo, além da geração de CO e H<sub>2</sub>, também são formados CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub> e subprodutos derivados dos contaminantes presentes na matéria prima (nitrogênio, enxofre, entre outros). As principais reações do processo de gaseificação são [ 14 ]:



As reações mostradas são heterogêneas, ocorrendo entre a fase gasosa e a superfície do combustível (líquido ou sólido). Além destas, também ocorrem reações homogêneas. São elas:



As reações de combustão parcial ou total (equações 2.8, 2.12, 2.13 e 2.15) são responsáveis pela geração do calor que propicia o desenvolvimento das reações de gaseificação (equações 2.10 e 2.11).

Quanto aos contaminantes, o enxofre presente na matéria prima é convertido, principalmente, em H<sub>2</sub>S e COS. Traços de S<sub>2</sub> e CS<sub>2</sub> também podem encontrados entre os produtos do reator. Já o nitrogênio é convertido em N<sub>2</sub>, e, em pequena extensão, HCN, NH<sub>3</sub> e NO<sub>x</sub>. No caso de presença de compostos clorados, o principal produto gerado é o HCl [ 18 ].

A análise termodinâmica das reações mostradas anteriormente gera as seguintes conclusões a respeito da influência das variáveis de projeto:

➤ **Efeito da pressão:**

O aumento desta variável implica em maior produção de metano, água e dióxido de carbono, reduzindo assim a geração de gás de síntese. Esta relação entre produtos gerados e pressão do gaseificador pode ser vista no Gráfico 2.1,



que mostra a composição do gás de síntese para gaseificação de óleo combustível.

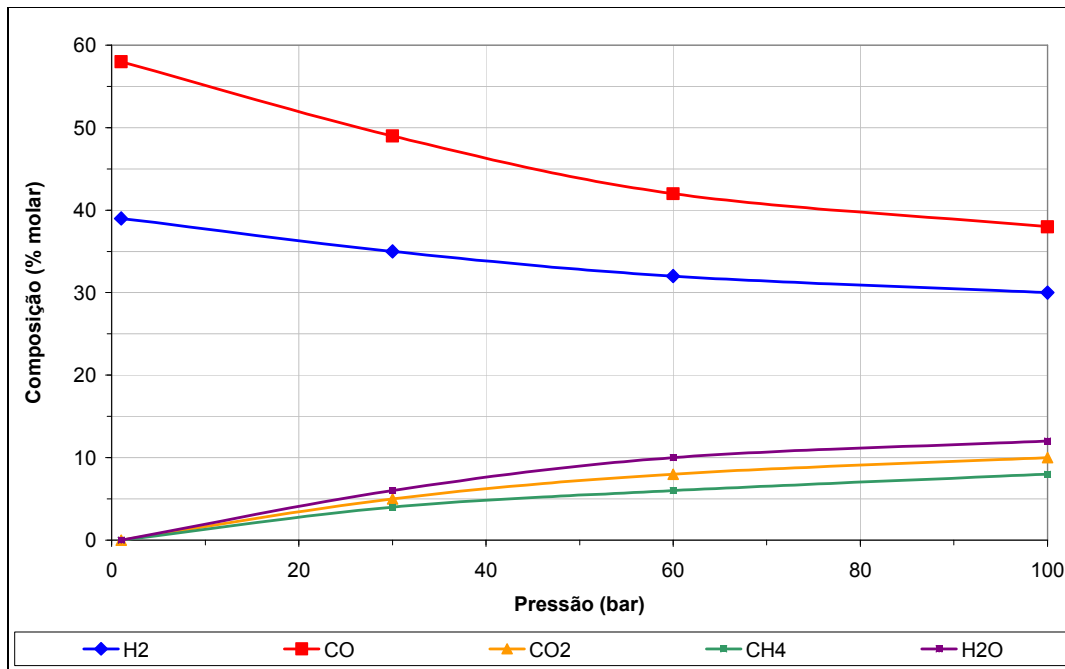


Gráfico 2.1 – Efeito da pressão sobre a composição do gás de síntese (T = 1000 °C) [ 14 ]

Caso uma avaliação similar a do Gráfico 2.1 seja feita para uma temperatura de 1500 °C (1.773 K), o efeito da pressão sobre a composição dos gases efluentes do reator se torna desprezível, como pode ser constatado na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Composição do gás de síntese em função da pressão (1500 °C = 1773 K) [ 14 ]

	Fração molar			
	1 bar (0,1 MPa)	30 bar (3 MPa)	60 bar (6 MPa)	100 bar (10 MPa)
CO <sub>2</sub>	0	0,01	0,21	0,34
CO	63,42	63,33	62,88	62,88
H <sub>2</sub>	34,37	33,89	33,07	33,07
CH <sub>4</sub>	0,01	0,27	0,85	0,85
H <sub>2</sub> O	0,01	0,21	0,67	0,67

A redução na geração de CO e H<sub>2</sub>, à medida que a pressão é aumentada, ocorre devido ao caráter expansivo das reações de gaseificação, o que reduz a extensão das reações em pressões mais elevadas.

A pressão de operação do gaseificador dependerá da finalidade do gás de síntese gerado. Apesar de trazer prejuízo à geração de CO e H<sub>2</sub>, pressões mais elevadas tendem a ser utilizadas comercialmente, pois diminuem de forma significativa os gastos com a compressão dos produtos e o tamanho dos equipamentos. Dessa forma, é possível assumir que a pressão de operação do gaseificador deva ser, no mínimo, igual à necessária no processo que faz uso do gás de síntese. Elevações ainda maiores na pressão podem ser necessárias para reduzir dimensões e custos de equipamentos. A Tabela 2.3 evidencia a vantagem da operação em pressões mais elevadas.

Tabela 2.3 – Comparação energética da compressão em gaseificadores a baixa e a alta pressão [ 14 ]

	Capacidade	Energia gasta em cada gaseificador (MW)	
		5 bar (0,5 MPa)	50 bar (5 MPa)
<b>Bombeio da carga</b>	35 t/h	0,03	0,09
<b>Compressão do oxigênio</b>	21.120 Nm <sup>3</sup> /h	2,85	4,97
<b>Compressão do gás de síntese</b>	100.000 Nm <sup>3</sup> /h	19,7	0
<b>Energia total utilizada</b>		22,6	5,0

➤ **Efeito da temperatura:**

A elevação desta variável implica em redução da eficiência de geração de gás de síntese, devido ao aumento da combustão completa (maior consumo de O<sub>2</sub>). Uma análise minuciosa da termodinâmica destas reações indica que a maximização do gás de síntese ocorre em temperaturas na faixa de 1200 °C a 1300 °C (1.473 K a 1.573 K), embora existam gaseificadores que operem numa faixa mais ampla, de 800 °C a 1800 °C (1.073 K a 2.073 K) como temperatura máxima no reator [ 14 ]. Elevações ainda maiores de temperatura propiciam a formação de monóxido de carbono, conforme reação endotérmica mostrada pela Eq. 2.10.

Os efeitos da variação da temperatura em um processo de gaseificação podem ser observados no Gráfico 2.2, com dados de gaseificação de óleo

combustível. Neste caso, foi considerado um gaseificador operando em pressão de 30 bar (3 MPa).

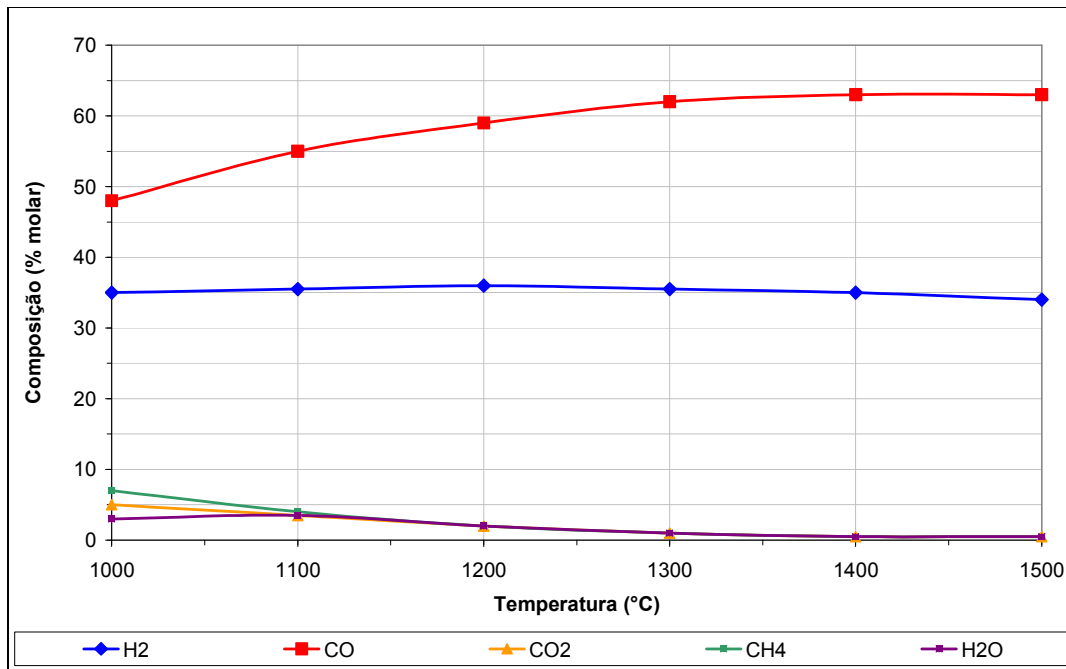


Gráfico 2.2 – Efeito da temperatura sobre a composição do gás de síntese (P = 30 bar = 3 MPa) [ 14 ]

#### ➤ Razão vapor d'água / carga:

A termodinâmica das reações que ocorrem em um gaseificador indica que, para razões vapor/carga maiores, ocorre aumento na produção do gás de síntese. Além disso, outro benefício gerado pela injeção de vapor d'água é o controle da extensão das reações, impedindo excessivo consumo de oxigênio e disparos de temperatura.

A otimização dos processos de gaseificação, utilizando como parâmetros pressão, temperatura e razão vapor/carga, depende da aplicação que será dada ao gás efluente do reator. Basicamente, o uso deste gás pode ser:

- Como gás de síntese:

Uso na geração de hidrogênio e produção de compostos na indústria química. Neste caso o reator deve operar em temperaturas mais baixas e

maiores razões vapor/carga, de modo a minimizar a geração de metano e maximizar monóxido de carbono e hidrogênio.

- Como combustível de plantas de potência:

A aplicação dos produtos de um gaseificador em uma planta de potência é feita através de uma turbina a gás, presente em um ciclo combinado (Brayton + Rankine). Para este uso, é interessante que o produto de reação possua metano, o que eleva o seu poder calorífico. Portanto, maiores pressões podem ser utilizadas neste tipo de gaseificador.

### 2.1.3.2 *Cinética da gaseificação*

Diferentemente da termodinâmica de gaseificação, a cinética destas reações não possui teoria plenamente desenvolvida, principalmente no caso da gaseificação de materiais sólidos. Por este motivo, o desenvolvimento de gaseificadores é, em muitos casos, resultado de testes práticos realizados em escala laboratorial e piloto. Oriundos destes estudos, alguns importantes conceitos da cinética de gaseificação serão abordados a seguir [ 14 ].

O processo de gaseificação pode ser dividido em duas etapas, ditas gaseificação primária e secundária:

- **Primeira etapa:**

Fase na qual ocorre a volatilização da matéria prima. Caso esta seja sólida (carvão, coque, biomassa), uma etapa anterior deve ser considerada, a chamada desvolatilização. Nesta etapa preliminar os compostos voláteis são eliminados pelo aquecimento.

- **Segunda etapa:**

Nesta fase ocorrem as reações de gaseificação propriamente ditas. O contato eficiente dos agentes oxidante e gaseificante com a matéria prima quente é fundamental para se alcançar as temperaturas necessárias para o

processo de gaseificação. Estas reações ocorrem numa ampla faixa de temperatura (800°C a 1800°C = 1073 K a 2073 K), dependendo do tipo de matéria prima e do produto desejado. É nesta etapa que ocorrem as reações heterogêneas que regulam a velocidade da gaseificação: reação de Boudouard, reação com vapor d'água e reação de hidrogenação. As teorias desenvolvidas para explicar a cinética destas reações indicam a existência de uma etapa lenta de desorção de compostos intermediários formados na superfície da matéria prima.

### 2.1.3.3 *Características das matérias primas*

As matérias primas tipicamente utilizadas para a produção de gás de síntese são:

- Sólidas - carvão, coque de petróleo, biomassa;
- Líquidas - frações pesadas de petróleo;
- Gasosas - gás natural, gás de refinaria, gases residuais dos processos Fischer-Tropsch e Coqueamento Retardado.

➤ **Matérias primas sólidas:**

A matéria prima mais utilizada é o carvão mineral. Cerca de 1,5% do carvão produzido no mundo é gaseificado, o que gera aproximadamente  $150 \times 10^6$  Nm<sup>3</sup>/d de gás de síntese. Cerca de metade deste gás é gerado nas plantas da SASOL na África do Sul, com a finalidade de produzir hidrocarbonetos líquidos (tecnologia GTL – *gas to liquid*) e outros compostos químicos. Devido à grande disponibilidade desta matéria prima (reserva mundial para 216 anos em consumo estável), seu uso em plantas de potência para geração de eletricidade tende a aumentar. Neste sentido, o consumo de carvão em termoelétricas tradicionais pode ser associado com o processo de gaseificação (IGCC), o que traria ganhos energéticos e ambientais às plantas térmicas [ 13 ].

Devido à existência de diferentes tipos de carvão, sua aplicação em processos de gaseificação exige que uma série de parâmetros seja considerada no projeto. Alguns destes parâmetros são: teor de umidade, matéria volátil, carbono fixo e teor de cinzas. Estas características afetam desde a pré gaseificação (desvolatilização) até o tratamento de gases da planta. No caso da desvolatilização, alguns tipos de carvão perdem até 10% da massa como matéria volátil. Além disso, análises elementares do carvão também são necessárias para o projeto (carbono, hidrogênio, oxigênio, enxofre e nitrogênio). Em relação ao enxofre, os teores típicos desse elemento nos diversos tipos de carvão ficam na faixa de 0,5 % a 6 % (m/m).

Outro insumo sólido para o processo de gaseificação é o coque de petróleo. Com produção mundial em ascensão devido ao crescente número de plantas de coqueamento para processar petróleos mais pesados, o coque pode se tornar uma importante matéria prima de gaseificadores, especialmente para aqueles associados a plantas de potência em refinarias de petróleo.

O uso de carvão mineral e coque de petróleo em termoelétricas apresenta limitações ambientais devido ao elevado teor de enxofre. Por este motivo, sua utilização em plantas de gaseificação, que possuem maior praticidade de abatimento de emissões, torna-se uma vantagem técnica e ambiental interessante.

➤ **Matérias primas líquidas:**

As frações de petróleo conhecidas como resíduo de vácuo, resíduo de vácuo viscorreduzido e resíduo asfáltico (ver Figura 2.13) são as matérias primas com maior tendência de terem seu uso expandido em gaseificadores. O *IGCC* permite, portanto, gerar hidrogênio e outros insumos termoelétricos a partir de correntes que, inicialmente, iriam gerar óleos combustíveis e cimentos asfálticos, os quais possuem baixo valor agregado. Outras possíveis destinações para estas correntes seriam as unidades de Coqueamento Retardado e Hidrocraqueamento Catalítico, as quais possuem foco na produção de cortes médios, como é o caso do óleo Diesel.

Estas matérias primas possuem características que facilitam sua aplicação para gaseificação. Além de se tratar de insumos líquidos, o que

facilita o transporte e suprimento ao gaseificador, também são produzidos em elevadas temperaturas, o que reduz a necessidade de pré aquecimento da carga do gaseificador.

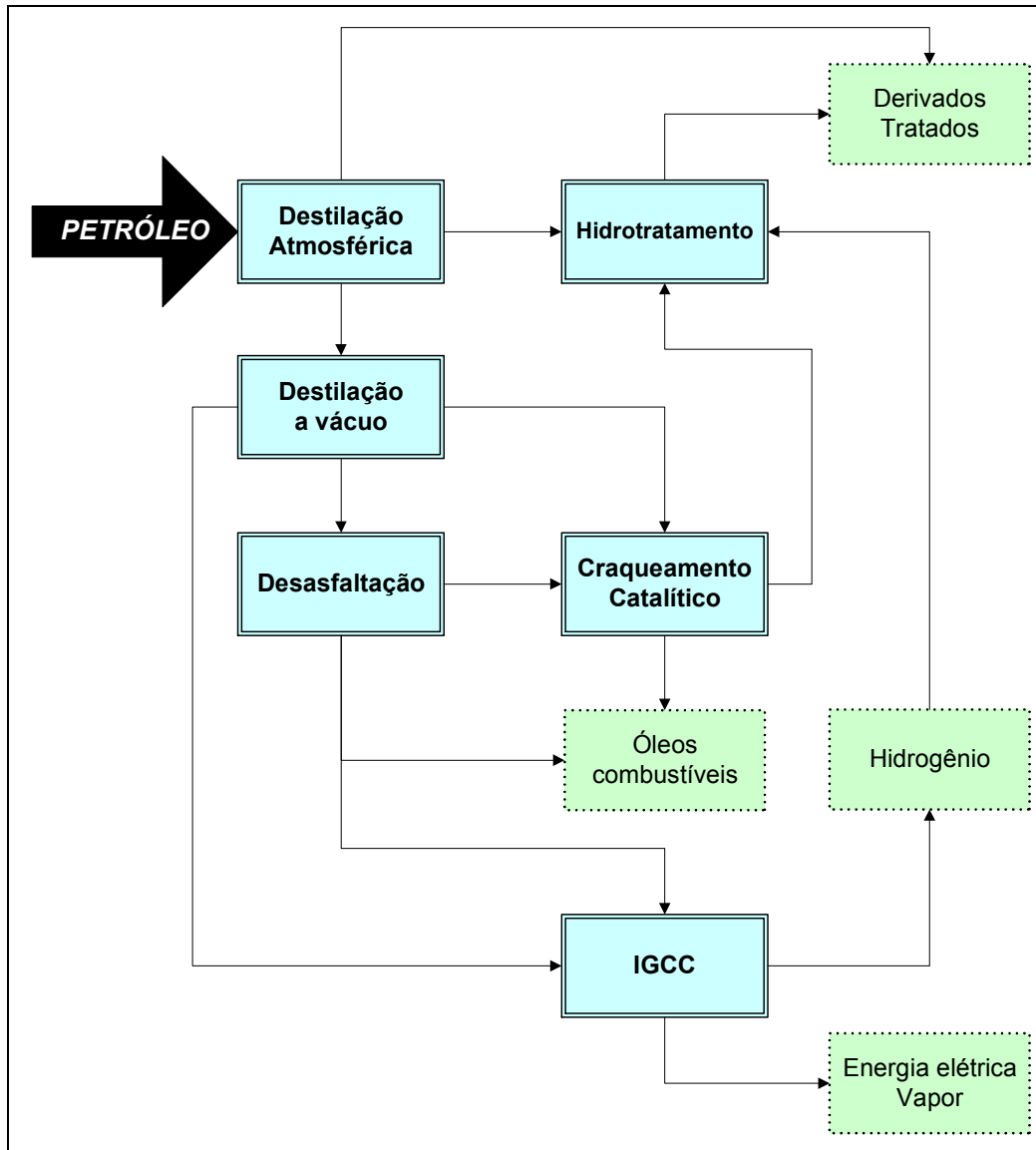


Figura 2.13 – Esquema de uma refinaria de petróleo

Um importante parâmetro destas cargas líquidas é a relação carbono/hidrogênio (C/H). Esta característica, que costuma variar entre 7 e 10, afeta diretamente a produção de CO e H<sub>2</sub>. Sendo assim, quanto maior a relação C/H, maior será a produção de CO e CO<sub>2</sub>, em detrimento à geração de H<sub>2</sub> [ 14 ].

Outra relevante informação a ser considerada em projetos é a composição das cinzas geradas. Formadas basicamente por  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Fe}_x\text{O}_y$ ,  $\text{CaO}$  e  $\text{NaO}$ , as cinzas possuem pontos de fusão variando em função da composição. A maior presença de óxidos de cálcio e sódio reduz a temperatura de fusão, impactando na formação de incrustações. Esta condição pode, inclusive, inviabilizar a utilização de resfriadores de gás de síntese.

Outros compostos presentes na carga líquida de um gaseificador e seus respectivos efeitos deletérios são apresentados a seguir.

Tabela 2.4 – Efeito provocado por contaminantes presentes na matéria prima de gaseificadores [ 14 ]

Substância	Efeito
Enxofre	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Teor típico: 1 a 7% (m/m).</li> <li>- Afeta o dimensionamento e a tecnologia do sistema de tratamento de gases.</li> </ul>
Nitrogênio	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Teor típico: &lt; 1 % (m/m). Pode atingir 3% (m/m) em função do tipo de petróleo.</li> <li>- Impacta na geração indesejada de amônia e ácido cianídrico.</li> </ul>
Vanádio	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Em condições de temperatura entre 700 °C (973 K) e 2.000°C (2273 K), ou seja, em partidas da planta, o vanádio permanece na forma <math>\text{V}_2\text{O}_5</math>, o qual afeta os materiais refratários do reator.</li> </ul>
Sódio	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Provoca incrustações na forma de sais na superfície do resfriador de gás de síntese.</li> <li>- Difunde-se no material refratário do reator, alterando a estrutura cristalina da alumina e, conseqüentemente, fragiliza o refratamento.</li> <li>- Exige o uso de resfriamento de gás de síntese via <i>quench</i> quando presente em grande quantidade na matéria prima (&gt; 50 mg/kg).</li> </ul>
Ácidos naftênicos	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Quando presentes na carga da unidade, exigem o uso de metalurgia especial no sistema de transporte da matéria prima, de modo a evitar corrosão acentuada dos metais.</li> </ul>

### ➤ **Matérias primas gasosas:**

Entre as matérias primas gasosas utilizadas na produção de gás de síntese, o gás natural (GN) se destaca. A oxidação parcial do GN com foco na produção de CO é interessante economicamente. Contudo, para a produção de  $\text{H}_2$  o processo mais vantajoso é a reforma a vapor d'água. A única vantagem



da geração de  $H_2$  via oxidação parcial do GN é a flexibilidade em relação à presença de enxofre na matéria prima. Isto porque o processo de reforma não suporta tal contaminante [ 14 ].

➤ **Matérias primas diversas:**

Outro tipo de matéria prima, que pode ser sólida ou líquida, é a biomassa. Entre seus representantes estão: o licor negro da indústria papelreira, o bagaço de cana da industrial sucroalcooleira, o lodo de estações de tratamento de esgoto urbano, os resíduos da indústria madeireira, entre outros [ 14 ].

O uso da biomassa como carga para gaseificadores tem forte apelo ambiental, impactando diretamente na redução de emissão de  $CO_2$  devido à não utilização de combustíveis fósseis.

➤ **Agente oxidante:**

Quanto ao agente oxidante utilizado na reação, este tem um grande impacto sobre o poder calorífico (PCI) dos produtos da gaseificação. Quando o ar é usado, produtos com baixos PCI são obtidos por causa do efeito de diluição. Ao suprir o gaseificador com ar enriquecido ou oxigênio concentrado, seus produtos passam a ter um poder calorífico mais elevado. Contudo, este benefício precisa ser avaliado economicamente, já que implica na necessidade de uma unidade de separação de ar. Nessa análise também deve ser considerado que o uso de oxidante concentrado possibilita a redução das dimensões dos equipamentos [ 14 ].

O uso de oxidante concentrado também permite que elevadas temperaturas sejam atingidas, o que auxilia o processo de gaseificação. Para auxiliar o controle desta temperatura, é usual a injeção de vapor d'água, o qual também participa das reações de gaseificação.

### 2.1.3.4 Características do gaseificador e equipamentos auxiliares

Os variados tipos de reatores gaseificadores podem ser classificados em três categorias básicas: leito móvel, leito fluidizado e fluxo concorrente.

Nos gaseificadores do tipo leito móvel (*moving-bed*) há um fluxo contracorrente entre matéria prima (descendente pela ação da gravidade) e oxidante (Figura 2.14). Este tipo de reator gera gás de síntese com baixa temperatura devido à troca térmica contra corrente com a matéria prima. Além disso, o gás efluente do reator arrasta compostos orgânicos não gaseificados, o que pode ser problemático conforme a aplicação do gás de síntese. O processo de gaseificação com leito móvel é o mais antigo dos três tipos. Sua operação é atmosférica e utiliza, essencialmente, coque de petróleo e carvão antracito [ 13 ].

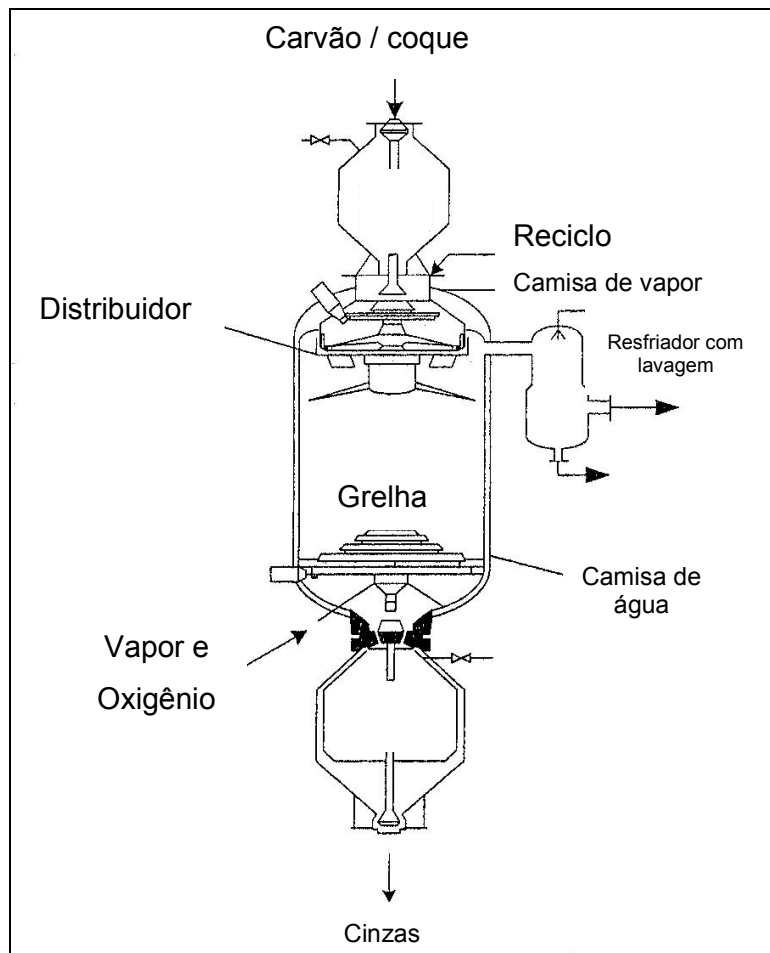


Figura 2.14 – Esquema de gaseificador do tipo *moving-bed* (LURGI) [ 14 ]

O gaseificador com leito fluidizado (*fluid-bed*) permite melhor transferência de massa e calor entre o combustível e o oxidante (Figura 2.15). Todavia, este tipo de reator possui restrições quanto à temperatura operacional. Pontos quentes no leito reacional podem propiciar a fusão das cinzas, o que afetará o escoamento do oxidante à medida que esta solidifique. Este tipo de reator é comumente utilizado para gaseificação de biomassa [ 13 ].

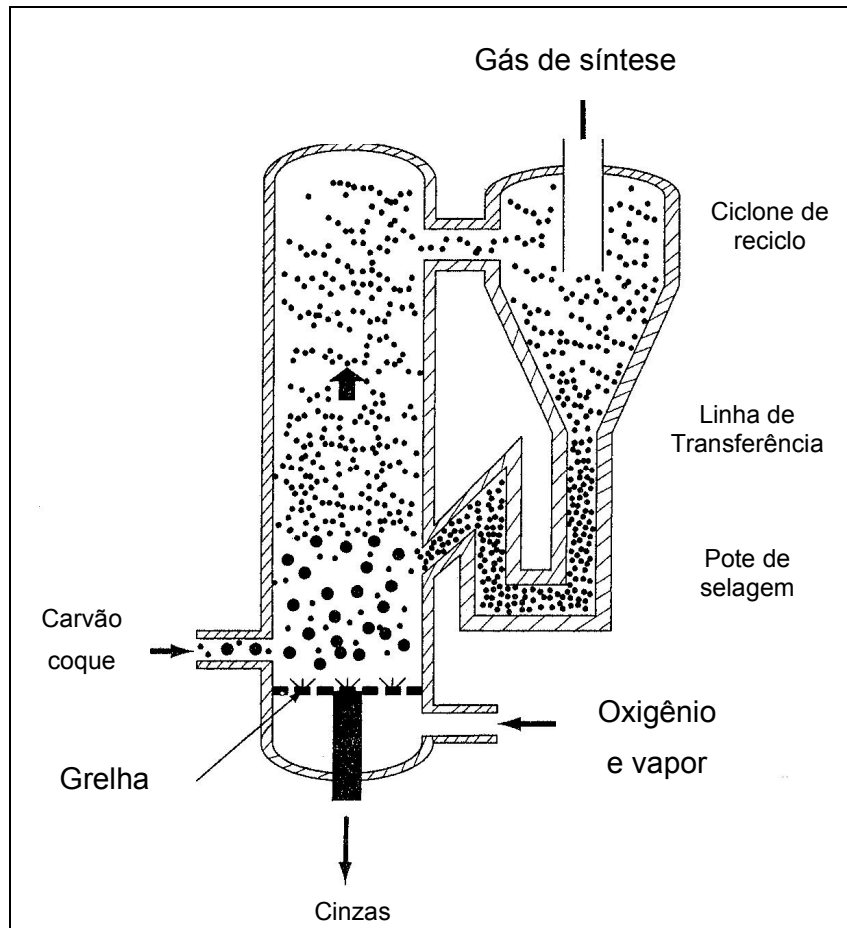


Figura 2.15 – Esquema de gaseificador do tipo *fluid-bed* (LURGI) [ 14 ]

Para o caso de gaseificadores do tipo concorrente (*entrained-flow*), a injeção de oxidante juntamente com a matéria prima permite a geração de gás de síntese puro, ou seja, isento de material não gaseificado (Figura 2.16). Todavia esta característica, não atingida nos demais tipos de gaseificador, implica em maior demanda de oxidante. Por se tratar da tecnologia consolidada para aplicações em *IGCCs* [ 13 ], será dada atenção especial para este tipo de reator.

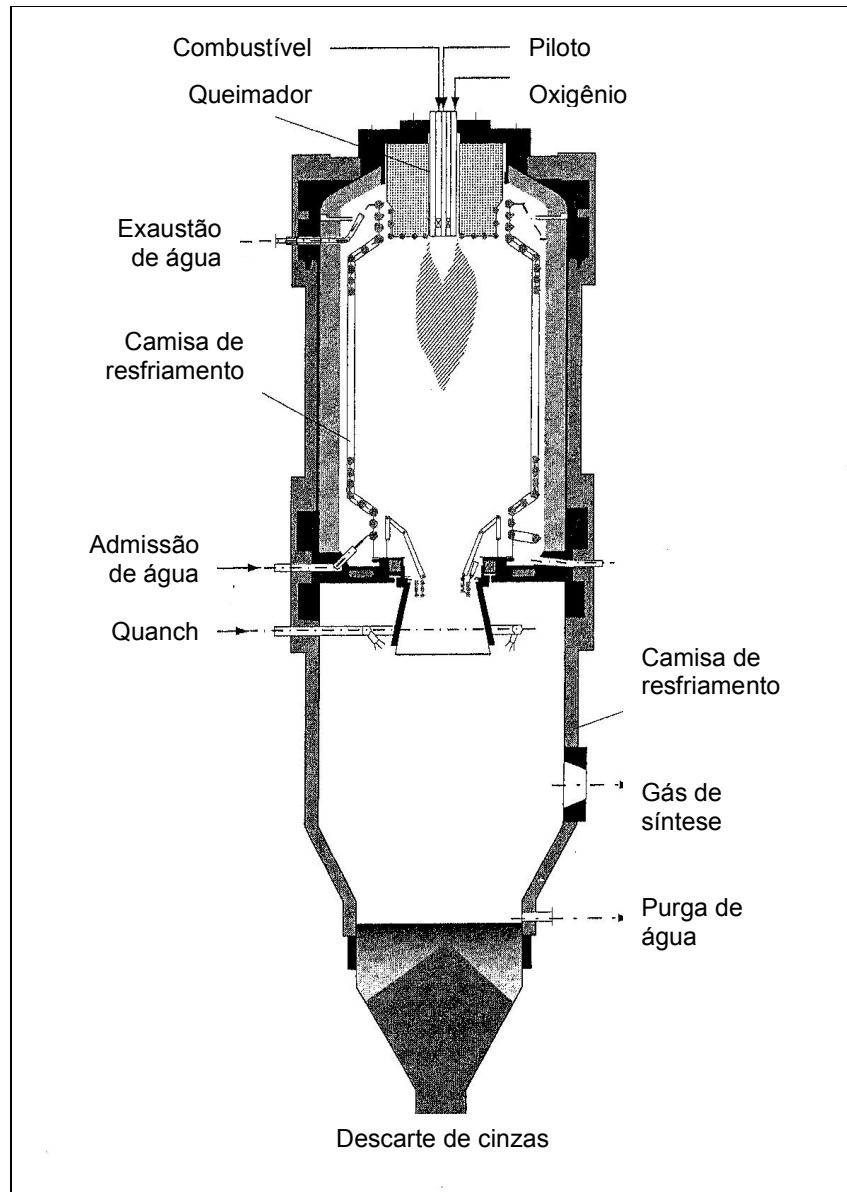


Figura 2.16 – Esquema de gaseificador do tipo *entrained-flow* (GSP) [ 14 ]

O gaseificador de fluxo concorrente opera em condições de temperatura e pressão mais elevadas (20 bar a 70 bar e acima de 1400 °C / 2 MPa a 7 MPa e acima de 1673 K). Estas condições permitem o processamento das diversas matérias primas mencionadas no item 2.1.3.3.

Algumas das características que permitem maior flexibilidade de processamento para esta tecnologia são: alimentação (seca ou lama), fluxo no reator (ascendente ou descendente), resfriamento do gás de síntese (permutador de calor, *quench* com água ou *quench* com gás) e oxidante (ar ou oxigênio enriquecido). Estas flexibilidades operacionais, associadas a um

projeto adequado, permitem que este tipo de gaseificador converta até 99 % do carbono da matéria prima.

As tecnologias mais conhecidas para o gaseificador do tipo *entrained-flow* são da Shell e da Texaco. No primeiro caso tem-se a combustão lateral e, no caso da Texaco, queima de topo (*top-fired* como na Figura 2.16). Outras variações destes processos residem na metodologia de resfriamento do reator e do gás de síntese.

➤ **Processo Shell de gaseificação:**

O Processo Shell de Gaseificação de Carvão (SCGP – *Shell Coal Gasification Process*) [ 13 ], que é similar para utilização de coque, inicia-se em um gaseificador vertical com queimadores laterais na parte inferior do reator, o qual opera com pressões entre 30 e 40 bar. A matéria prima pulverizada (< 90  $\mu\text{m}$ ), transportada em uma corrente com nitrogênio, é misturada com o oxigênio na admissão do gaseificador. Os gases gerados na reação são resfriados de 1500 °C (1773 K) para 900 °C (1173 K) no topo do gaseificador, com auxílio de um *quench* com gás de síntese a 280 °C (553 K). Em seguida estes gases são encaminhados para um resfriador que utiliza a energia para gerar vapor. As cinzas geradas no processo de gaseificação recebem um *quench* com água, provocando sua solidificação e facilitando a remoção. As paredes deste gaseificador são do tipo membrana (tubos interligados por chapas metálicas), o que possibilita a geração de vapor d'água. Perdas térmicas típicas deste tipo de reator são da ordem de 2 a 4 % da carga térmica total. A Figura 2.17 mostra o esquema do SCGP.

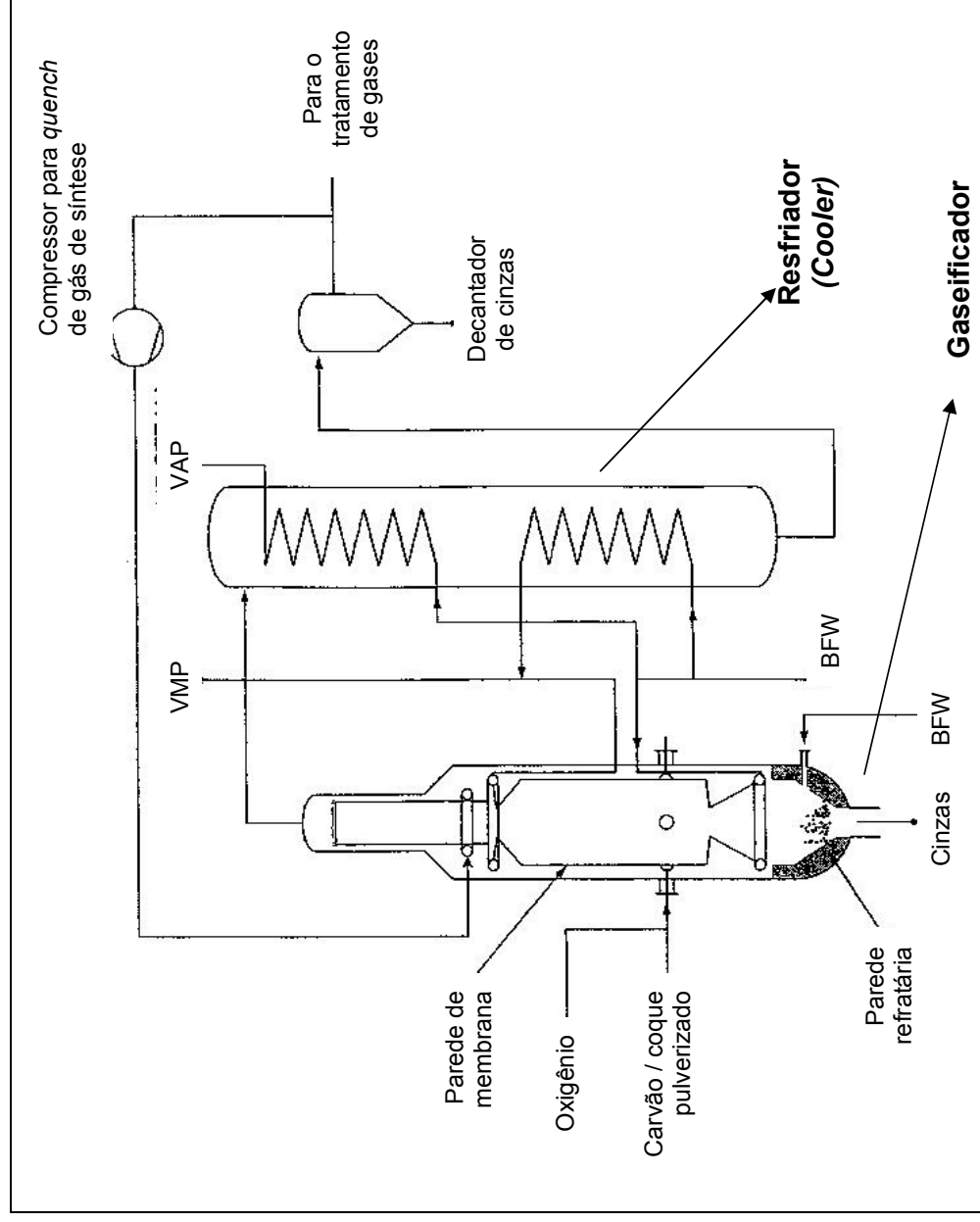


Figura 2.17 – Esquema do Processo Shell de gaseificação de carvão/coque (SCGP) [ 13 ]

Em se tratando de matérias primas líquidas, o Processo Shell de Gaseificação (SGP) é aplicado em mais de 150 unidades em todo o Mundo. Em relação ao SCGP, as principais diferenças do SGP são: temperatura de reação (1250 °C a 1450 °C, ou seja, 1523 K a 1723 K) e forma de resfriamento do reator (possui refratário em substituição à parede de membrana).

➤ **Processo Texaco de gaseificação:**

Os gaseificadores de carvão e coque com tecnologia Texaco (Figura 2.18) consomem a matéria prima na forma de lama (partículas menores que 100 µm aglutinadas com água). A combustão é feita em queimadores do tipo *top-fired* (queima descendente). Para os casos de utilização em IGCCs, a pressão de operação fica em torno de 30 bar (3 MPa). Caso a gaseificação tenha como finalidade gerar gás de síntese para plantas químicas, a pressão de operação deve ficar na faixa de 70 a 80 bar, de modo a atender o nível de pressão dos processos subsequentes. Assim como ocorre no Processo Shell de Gaseificação, a temperatura é de aproximadamente 1500 °C (1773 K). Como mecanismo de refrigeração do reator, o processo Texaco utiliza dois métodos: *quench* com água ou camisa de água/vapor.

No caso de gaseificadores de líquidos e gases, o processo Texaco disponibiliza duas opções para resfriamento do gás de síntese: *quench* com água ou resfriador gerador de vapor. No caso de aplicações que visam a geração de H<sub>2</sub>, as quais exigem a passagem do gás de síntese por um reator de *shift*, a melhor opção de resfriamento é através do *quench*. Neste arranjo, ocorrerá a remoção de particulados oriundos da combustão, o que irá proteger o catalisador de *shift*.

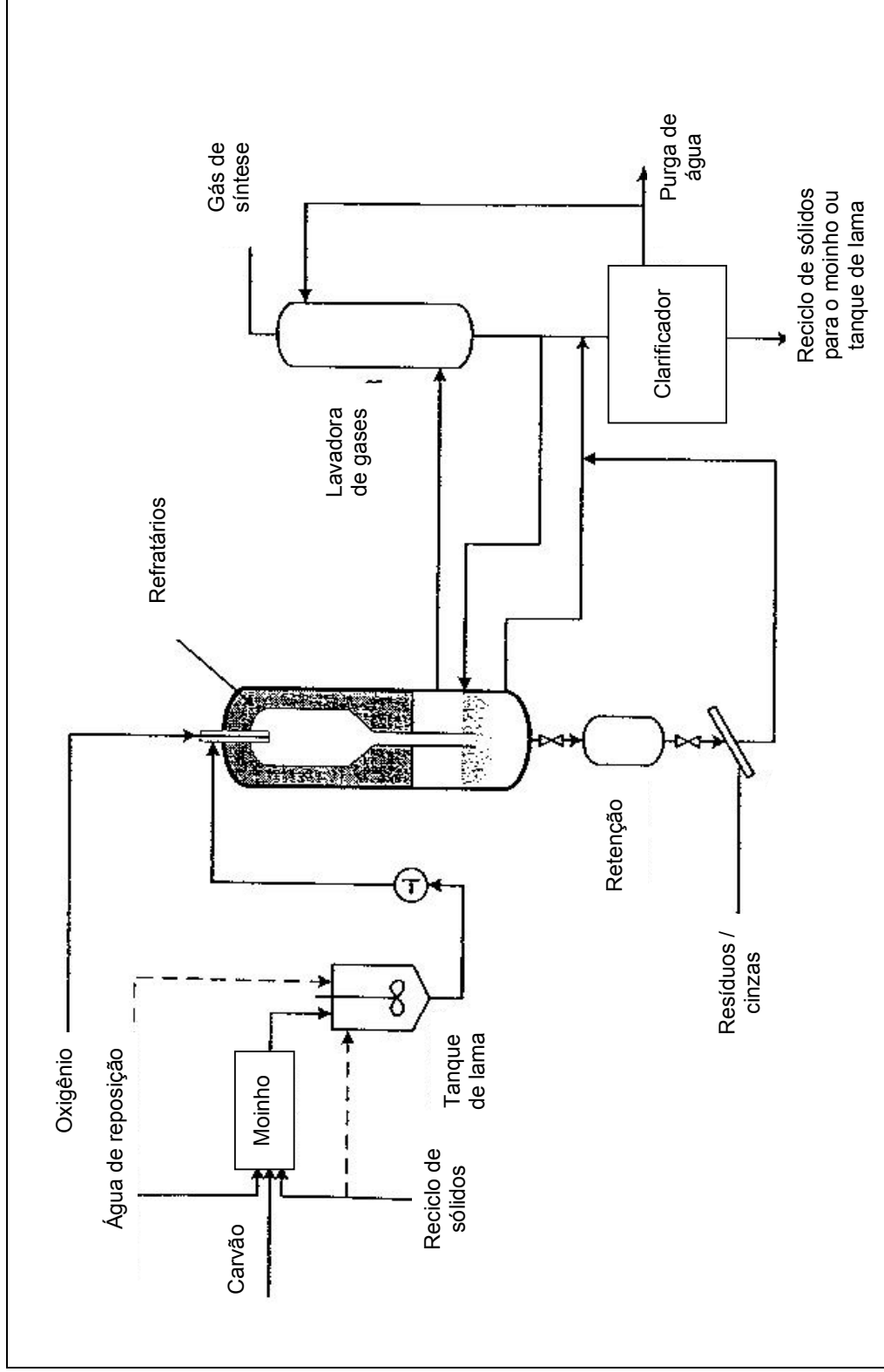


Figura 2.18 – Esquema do Processo Texaco de gaseificação de carvão/coque [ 13 ]



Em termos de performance, as tecnologias Shell e Texaco apresentam as seguintes características:

Tabela 2.5 – Comparativo de performance de gaseificadores Shell e Texaco [ 13 ]

	Tecnologia / matéria prima			
	Gás natural		Óleo combustível pesado	
	Shell	Texaco	Shell	Texaco
C/H (carga) m/m	3,17	3,22	7,90	8,81
CO <sub>2</sub> (produto) % m/m	1,71	2,6	2,75	5,7
CO (produto) % m/m	34,9	35,0	49,5	47,4
H <sub>2</sub> (produto) % m/m	61,4	61,1	46,4	45,8

Obs.: Processo Shell com pressão de 56 bar e Processo Texaco com pressão de 25 bar.

Como pode ser visto na Tabela 2.5, apesar da diferença operacional (pressão) dos dois processos, o perfil de produtos é similar. A diferença de pressão de operação gera vantagem à tecnologia Shell (maior pressão → menor gasto energético global). Além disso, a disponibilidade operacional do processo Texaco é menor, o que exige o uso de mais um gaseificador (*stand-by*) para garantir a produção.

Quanto às definições para o projeto de um gaseificador, estas dependem, em grande parte, das características da matéria prima utilizada. Um exemplo é a escolha pelo modo *quench* de resfriamento dos gases de combustão. Esta tecnologia é obrigatória nos casos em que o teor de cinzas na matéria prima é superior a 0,4 % (m/m) e/ou quando o teor de sódio supera 50 ppm [ 13 ].

#### 2.1.4 Análise Ambiental

A legislação ambiental, cada vez mais restritiva, está exigindo que as novas plantas de potência utilizem sistemas de abatimento de emissões

atmosféricas. Os principais parâmetros controlados e que exigem formas de abatimento são:

- Material particulado;
- Monóxido de carbono;
- Óxidos de nitrogênio.

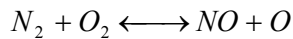
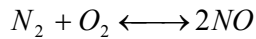
A emissão de material particulado está associada à qualidade do processo de combustão e à presença de cinzas no combustível. Quanto menor o excesso de ar adotado no processo ou quanto maior o teor de cinzas, maior será a emissão deste poluente. A maior emissão de monóxido de carbono também é associada à má qualidade de queima e baixo excesso de ar. Quanto aos óxidos de nitrogênio, estes são gerados de duas maneiras:

➤ **Oxidação de compostos nitrogenados do combustível:**

Neste caso considera-se que ocorre conversão de 5 % a 25 % [ 5 ] do nitrogênio do combustível para  $\text{NO}_x$ . Isto porque a reação de formação de  $\text{N}_2$  a partir de óxidos de nitrogênio também ocorre.

➤  **$\text{NO}_x$  térmico:**

O  $\text{NO}_x$  térmico é originário da oxidação do nitrogênio do ar. Este processo, que gera essencialmente NO, é afetado pela temperatura de combustão. Acima de 1.400 °C, a formação de NO tem crescimento exponencial. Por esse motivo, é usual adotar, como forma de reduzir a emissão de  $\text{NO}_x$ , queimadores do tipo *low-NOX* (baixa emissão de  $\text{NO}_x$ ). Estes queimadores fazem com que a combustão seja realizada em estágios, o que diminui a temperatura da chama. A formação de  $\text{NO}_x$  térmico ocorre segundo as seguintes reações:



Eq. 2.16

No Brasil, uma das legislações ambientais mais restritivas para emissões atmosféricas é a do Estado do Paraná. A chamada SEMA 54 [ 22 ] traz limitações conforme o tipo de combustível, fonte geradora e capacidade do processo. A Tabela 2.6 mostra as exigências de emissão para plantas geradoras de energia que utilizam óleos combustíveis.

Tabela 2.6 – Padrão de emissões atmosféricas – Estado do Paraná [ 22 ]

Potência Térmica (MW)	Material particulado mg/Nm <sup>3</sup>	CO mg/Nm <sup>3</sup>	NO <sub>x</sub>		SO <sub>x</sub> mg/Nm <sup>3</sup>
			OC até 1% de N mg/Nm <sup>3</sup>	OC acima de 1% de N mg/Nm <sup>3</sup>	
< 10	NA	500	NA	NA	NA
10 a 50	250	250	820	820*(0,4+0,6*N)	1800
50 a 100	100				
> 100	75	175	620	620*(0,4+0,6*N)	

N representa o teor de nitrogênio (mg/Nm<sup>3</sup>)

NA – Não aplicável

Os óleos combustíveis utilizados no Brasil possuem, de modo geral, teores de nitrogênio acima de 1 % (m/m). Isto implica na necessidade de abatimento pelo uso de queimadores *low-NO<sub>x</sub>*, aditivos de combustão e processos catalíticos de conversão de NO<sub>x</sub> em N<sub>2</sub>. Estes processos, juntamente com o abatimento de particulados via precipitador eletrostático, geram grande impacto no custo da central termoelétrica.

As plantas de potência que utilizam o processo do *IGCC* têm vantagem no que diz respeito à emissão de NO<sub>x</sub>. Isto porque o processo de gaseificação utiliza, geralmente, comburente do tipo ar enriquecido. Desta forma, a menor concentração de nitrogênio implica em reduzida geração de NO<sub>x</sub> térmico.

## 2.1.5 Análise econômica

A avaliação econômica de uma determinada tecnologia deve levar em consideração a flutuação de preços de suas matérias primas e produtos. Uma análise de sensibilidade econômica típica estabelece um caso base e, no mínimo, mais dois valores para suas matérias primas e produtos. Dessa forma são constituídos os cenários econômicos de análise. Determinadas estas faixas de flutuação de preços, segue-se então o cálculo do VPL (valor presente líquido) e da TIR (taxa interna de retorno). Estes dois itens, que serão discutidos a seguir, proporcionam ao investidor uma visão de quão rentável é o projeto.

### 2.1.5.1 Valor presente líquido – VPL

O VPL é utilizado para valorar, no momento atual, todos os gastos e ganhos de um empreendimento. Sendo assim, o cálculo do VPL nada mais é do que a atualização, segundo uma taxa pré-definida, do balanço econômico de receitas e despesas em um certo período. Tipicamente utiliza-se o período de depreciação do empreendimento para cálculo da VPL. No caso de plantas de potência, o período de análise típico é de 20 anos.

O cálculo do VPL é feito através da seguinte equação:

$$VPL = C_0 + \sum_{n=0}^n \left( \frac{C_n}{(1+i)^n} \right) \quad \text{Eq. 2.17}$$

Onde:  $C_0$  é o fluxo de caixa no momento zero (investimento inicial na planta;

$C_n$  é o fluxo de caixa feito no período  $n$ ;

$n$  é o número do período em que foi feito determinado fluxo de caixa;

$i$  é a taxa de juros correspondente ao período  $n$ . Em avaliações de projetos, é comum utilizar  $i = 12\%$  (a.a.).

### 2.1.5.2 *Taxa interna de retorno – TIR*

A taxa interna de retorno, também conhecida como taxa de rentabilidade interna, corresponde à taxa de juros que zera o valor presente líquido. Isto implica dizer que a TIR é a taxa que iguala despesas e receitas no período analisado. Para avaliar a viabilidade de um projeto, o empreendedor compara a TIR com a chamada taxa mínima de atratividade (TMA), a qual pode variar de 8 % a 12 % (a.a.) conforme o tipo de projeto. Uma TIR superior à TMA sugere que o projeto é viável economicamente.

## 2.2 ESTADO DA ARTE

### 2.2.1 Termoelétricas de elevada eficiência

Projetos modernos de unidades termoelétricas operam com variantes dos ciclos vistos no item 2.1.1, de modo a elevar a eficiência energética e reduzir emissões atmosféricas. Atualmente, três categorias são as principais [3]:

- Plantas com Ciclo Rankine Avançado;
- Plantas com Ciclo Combinado;
- Plantas com abatimento de CO<sub>2</sub> (CCS - *Carbon capture and separation*).

A seguir será feita uma breve explanação sobre as tecnologias inseridas nessas três categorias.

#### 2.2.1.1 *Ciclo Rankine Avançado*

Conforme mencionado no item 2.1.1.4, a elevação da temperatura da fonte quente (vapor) contribui para o aumento da eficiência da planta. Nesta linha tecnológica, iniciou-se na década de 1930 o uso de plantas supercríticas, ou seja, com temperatura e pressão acima dos valores críticos da água ( $T_c = 374\text{ °C}$  e  $P_c = 220\text{ bar}$ ). Esta condição operacional é uma das mais importantes para o incremento de eficiência da planta. Outras variáveis que contribuem para isto são:

- Redução do excesso de ar para a combustão
  - Limitada conforme o tipo de combustível e por questões de segurança.
- Redução da temperatura dos gases enviados para a chaminé
  - Limitada pela presença de enxofre e condensação ácida dos gases de combustão em equipamentos.

- Reaquecimento do vapor extraído das turbinas
  - Limitações econômicas.
- Aumento do vácuo do condensador
  - Limitado pela temperatura da fonte fria.

Uma visão bastante interessante dos impactos causados por estas ações é retratada na Figura 2.19.

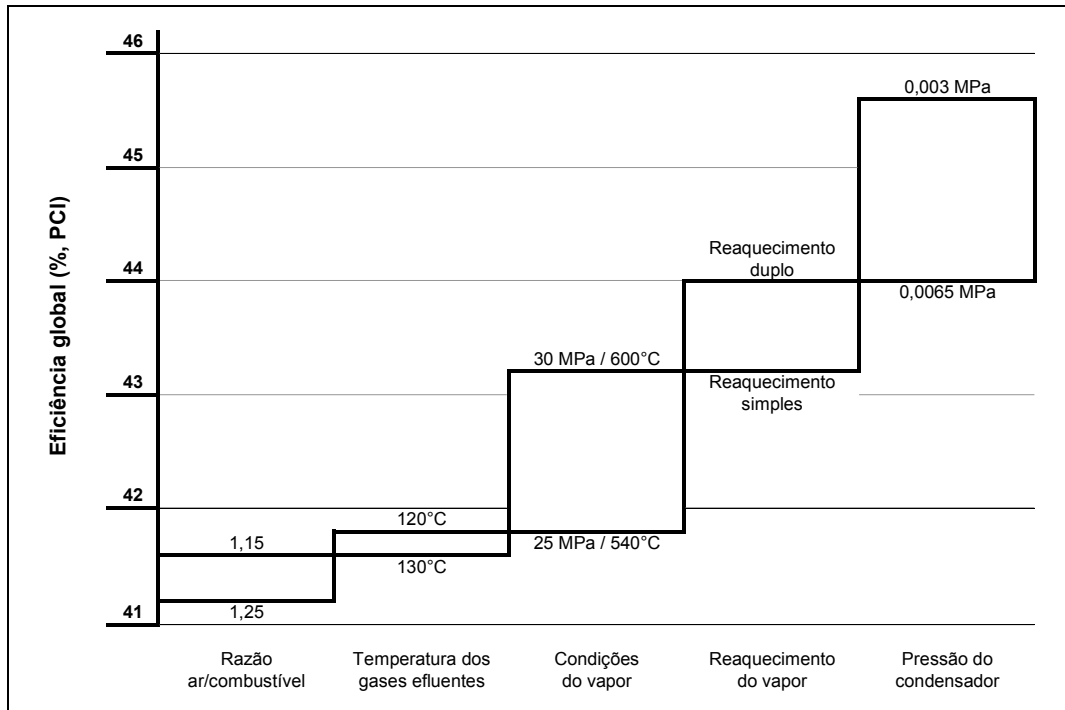


Figura 2.19 – Impactos das otimizações no Ciclo Rankine [ 3 ]

Com a operação em condições supercríticas, o Ciclo Rankine passou a apresentar valores de eficiência de até 45 % (em relação ao PCI). Desta forma, as emissões atmosféricas sofreram grande redução. Isto é evidenciado quando se faz a comparação entre eficiência e emissão de CO<sub>2</sub>, como mostra a Figura 2.20. Nesta figura, eficiência e emissão de dióxido de carbono são comparadas para diferentes plantas do tipo PC (*Pulverized Coal*), que utiliza carvão como combustível em um Ciclo Rankine. Observa-se que, para um aumento de 10 pontos percentuais na eficiência da planta, cerca de 22 % a menos de CO<sub>2</sub> é emitido (aproximadamente 0,175 t/h.MW de CO<sub>2</sub> não emitido).

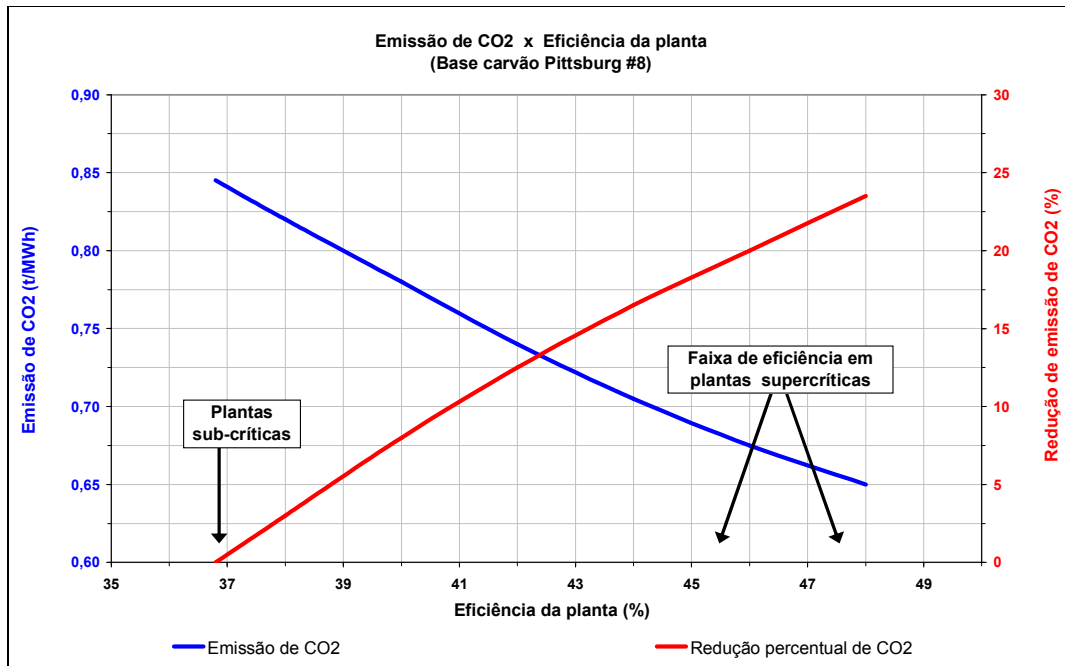


Figura 2.20 – Relação entre eficiência e emissão de CO<sub>2</sub> [ 3 ]

Contudo, o Ciclo Rankine Avançado ainda não é competitivo energeticamente com outro tipo de planta, a de Ciclo Combinado.

### 2.2.1.2 Ciclo Combinado

A utilização de plantas de potência dotadas de turbina a gás e turbina a vapor (Ciclo Combinado), quando comparada àquelas com Ciclo Rankine, já pode ser tratada como planta de alta eficiência. Como pode ser visto na Tabela 2.1, são típicos os incrementos de 50 % na eficiência, passando de 40 % no CR para 60 % no CC.

Contudo, o uso de CC implica na necessidade de combustíveis especiais: gasosos (gás natural ou GLP) ou líquido (querosene, diesel ou óleo combustível leve). ou seja, a combustão em ciclos Combinados não permite o uso de combustíveis de baixo valor agregado, como é o caso dos óleos pesados utilizados no Ciclo Rankine. Com isto, o aumento de eficiência pode impactar o custo final da energia elétrica, uma vez que o custo destes combustíveis leves é, normalmente, maior do que o custo do carvão ou dos óleos combustíveis pesados.



Para viabilizar a utilização de combustíveis mais baratos, como é o caso das correntes de “fundo de barril de petróleo”, surge a opção do *IGCC*, onde é feita a gaseificação prévia destes líquidos para posterior passagem pela turbina a gás.

Uma planta termoelétrica com *IGCC* possui elevado custo de implantação, quando comparada com as plantas vistas anteriormente. Este custo se deve aos equipamentos extras necessários para o *IGCC*:

- Gaseificador;
- Tratamento de gases;
- Unidade de separação de ar ( $N_2/O_2$ ).

Porém, num cenário de fortes restrições ambientais, o *IGCC* adquire certa vantagem quando comparado com as plantas de CR e CC [ 3 ]. Esta vantagem se deve aos seguintes fatores:

- Alta pressão dos gases de combustão, permitindo a redução de tamanho dos equipamentos para tratamento de gases;
- Uso de  $N_2$  da Unidade de Separação de Ar para redução da emissão de  $NO_x$  na turbina a gás, em substituição ao vapor d’água;
- $CO_2$  efluente pressurizado, eliminando a necessidade de compressores para o abatimento de dióxido de carbono.

## 2.2.2 Gaseificação integrada ao ciclo combinado - IGCC

Como mencionado no item 2.1.3, uma das possibilidades de aproveitamento do gás de síntese ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ) é na geração de vapor, energia elétrica e hidrogênio. Para este fim adota-se a tecnologia de gaseificação integrada ao ciclo combinado, ou *IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle)*. Este processo, como o próprio nome diz, consiste na associação de uma gaseificação com uma tradicional planta termoelétrica, a de ciclo combinado. A Figura 2.21 mostra um diagrama de blocos de um *IGCC* e possíveis equipamentos/unidades auxiliares.

A tecnologia de *IGCC* é uma interessante alternativa de utilização de combustíveis de baixo valor agregado para atender demandas energéticas. RAO (2007) [ 20 ] cita o *IGCC* como uma das maneiras de se transformar carvão, biomassa ou resíduos de petróleo, os quais não podem ser enviados diretamente para uma turbina a gás, em combustível gasoso que atende especificações ambientais e de processo.

Outra importante funcionalidade das unidades de *IGCC*, ressaltada por DESCAMPS *et al.* (2008) [ 6 ], é o abatimento de  $\text{CO}_2$ , também conhecido como *CCS (carbon capture and sequestration)*. As condições operacionais destas plantas facilitam o abatimento de  $\text{CO}_2$ , quando comparado com a implantação de uma tecnologia *CCS* em outros tipos de plantas termoelétricas. Como pode ser visto na Tabela 2.7, uma planta de *IGCC* com *CCS* é mais eficiente, emite menos  $\text{CO}_2$  e produz energia mais barata do que plantas com ciclo Rankine.

Comparativamente com os demais ciclos termodinâmicos, as vantagens apresentadas pelo *IGCC* (maior eficiência energética, menor emissão atmosférica, flexibilidade no uso de combustíveis) tornam esta tecnologia foco de diversos estudos. Sua aplicação principal tem sido com queima de carvão mineral, dada a disponibilidade deste combustível e a necessidade de redução de emissões.

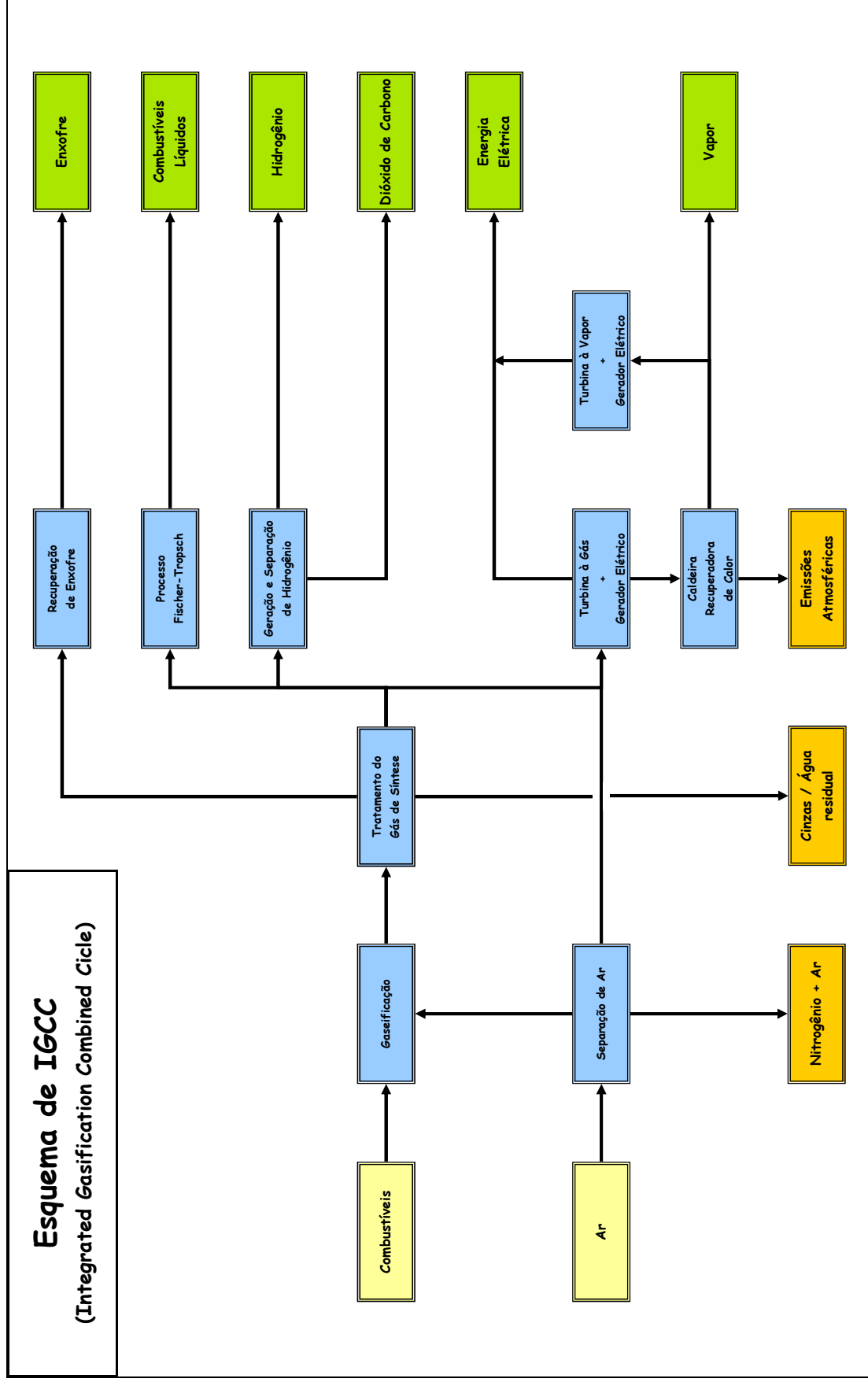


Figura 2.21 – Esquema de uma planta de IGCC com unidades auxiliares

Tabela 2.7 – Comparação entre plantas com e sem CCS [ 3 ]

	CR Sub-crítico		CR Supercrítico		IGCC	
	Sem CCS	Com CCS	Sem CCS	Com CCS	Sem CCS	Com CCS
<b>Eficiência (%)</b>	34,3	25,1	38,5	29,3	38,4	31,2
<b>Emissão de CO<sub>2</sub> (g/kWh)</b>	913	127	830	109	824	101
<b>US\$/MWh</b>	48	82	48	77	51	65

Mundialmente o *IGCC* tem se tornado uma planta atrativa energeticamente [ 17 ]. No ano de 2008, 18 unidades estavam em operação e 12 em construção. Algumas destas plantas têm especial importância, como é o caso da FutureGen™, uma planta localizada no Estado de Illinois (EUA) e que entrará em operação em 2012. Este *IGCC* irá utilizar carvão mineral como matéria prima para a produção de 275 MWh de energia elétrica e geração de hidrogênio. Outra importante característica desta unidade é o seqüestro de carbono. Através da injeção de CO<sub>2</sub> em camadas profundas do solo, este *IGCC* permitirá a emissão quase zero de dióxido de carbono. Sua construção, com custo total estimado de US\$ 1,5 bilhão (cerca de 5.450 US\$/kWh), é uma parceria público-privada, envolvendo EUA, China, Índia, Austrália, Coreia do Sul e Japão [ 10 ].

Quanto às unidades em operação, nos EUA existem apenas duas, ambas utilizando carvão mineral como combustível. São elas:

- **Tampa Electric's Polk Power Station** (Flórida – 250 MW – em operação desde 1997);
- **Wabash River Coal Gasification Repowering project** (Indiana – 262 MW – em operação desde 1995).

Outra importante unidade em operação se encontra no Japão. Esta utiliza como matéria prima o resíduo asfáltico, o que a torna referência no uso de frações pesadas de petróleo.

Na Holanda, a refinaria Pernis, da Shell, possui uma unidade de *IGCC* que consome resíduo da destilação a vácuo. Esta planta, que apresenta eficiência global de 79,7 % (PCS), produz 285 t/d de hidrogênio e 117 MW de potência. A tecnologia adotada é a SGP – Shell Gasification Process, compatível com a transformação de resíduos líquidos de petróleo. No caso do *IGCC* da refinaria de Pernis, foram adotados três gaseificadores SGP, associados a dois geradores de vapor recuperadores de calor (HRSG) [ 12 ].

LIU *et al.* (2008) [ 17 ], em seu artigo que defende o desenvolvimento do *IGCC* como planta de potência na China, mencionam algumas importantes vantagens do *IGCC* frente às unidades termoeletricas tradicionais. São elas:

- Maior eficiência energética;
- Emissões atmosféricas (material particulados) até 90 % menores do que em unidades termoeletricas tradicionais (UTES) atuais;
- Emissões de NO<sub>x</sub> 15 % a 20 % menores do que nas atuais UTES;
- Menor custo de remoção de poluentes, devido às altas pressões de operação;
- Facilidade na destinação de CO<sub>2</sub>;
- Uso de diferentes combustíveis;
- Menor uso de água de resfriamento;
- Flexibilidade de produtos (H<sub>2</sub>, vapor, energia elétrica, gás de síntese para Fischer-Tropsch e indústrias de fertilizantes).

O mesmo autor também aponta algumas desvantagens do *IGCC* frente às demais tecnologias de plantas de potência:

- Maior tempo de construção;
- Menor experiência operacional;
- Maior custo de implantação.

Apesar do grande desenvolvimento de *IGCCs* para aplicações com carvão mineral, eles também têm potencial uso em refinarias de petróleo, uma

vez que os *IGCCs* permitem a geração de hidrogênio, energia elétrica e vapor, insumos fundamentais para as petroquímicas.

DOMENICHINI *et al.* (2008) [ 7 ] consideram que a planta de *IGCC* é uma potencial solução para as frações pesadas de petróleo. Segundo os autores, a geração de energia elétrica, associada à produção de hidrogênio, pode ser um meio econômico e ambientalmente eficiente para utilizar produtos ditos de “fundo de barril”.

O uso do *IGCC* na indústria do petróleo vem de encontro à crescente demanda por combustíveis que gerem menor impacto ambiental (menor teor de enxofre, menor emissão de material particulado) e crescente disponibilidade de petróleos mais pesados. Segundo DOMENICHINI, as plantas com maiores capacidades de geração de hidrogênio possuem menor custo para geração de energia elétrica, o que torna os *IGCCs* com geração de H<sub>2</sub> uma alternativa interessante para as refinarias de petróleo.

Um atrativo ambiental do *IGCC*, indicado por XAVIER *et al.* (2008) [ 26 ], é o menor impacto de emissão de CO<sub>2</sub> para a produção de H<sub>2</sub>. Segundo os autores, hoje existe um paradoxo ambiental para realizar o hidrotreamento de combustíveis (remoção de enxofre e nitrogênio). Isto porque grandes quantidades de CO<sub>2</sub> são emitidas para a geração do H<sub>2</sub> necessário no tratamento. No caso do *IGCC*, a emissão de CO<sub>2</sub> também está associada à geração de energia elétrica, o que reduz o seu impacto ambiental.

HOLOPAINEN (1993) [ 15 ] menciona em seu artigo que as plantas de *IGCC* que operam com óleos pesados são mais econômicas do que as que operam com carvão. Em sua avaliação econômica, HOLOPAINE utilizou o resíduo de vácuo viscorreduzido como matéria prima. Uma produção de aproximadamente 4 MW por tonelada óleo foi obtida na planta em questão, além da geração de 4,1 toneladas de vapor por tonelada de óleo consumida.

Alguns dos processos contidos em uma planta de *IGCC*, mostrados na Figura 2.21, podem ser simplificados ou alterados, conforme demandas ambientais, tipo de combustível e produtos solicitados. Contudo, algumas seções são fundamentais ou mais econômicas para o projeto, conforme estudo

feito por HOLOPAINE [ 15 ]. Basicamente, as seguintes unidades apresentam algum tipo de flexibilidade:

- **Unidade de Separação de Ar (ASU – Air Separation Unit)**
  - Possibilita que o gaseificador utilize oxigênio enriquecido, reduzindo o tamanho dos equipamentos;
  - A vazão volumétrica dos gases efluentes do gaseificador a ar praticamente dobra em relação ao processo que utiliza oxigênio enriquecido;
  - O custo do *IGCC* que utiliza oxigênio enriquecido é cerca de 17 % menor quando comparado ao *IGCC* que utiliza ar;
  - Permite o uso de N<sub>2</sub> para controle de temperatura na admissão da turbina a gás (TG);
  - A emissão de NO<sub>x</sub> é reduzida com a diluição do gás de síntese com N<sub>2</sub> na admissão da TG;
  
- **Tratamento do gás de síntese**
  - Necessária para proteção da TG;
  - Permite remoção de até 99 % dos compostos de enxofre, tornando o *IGCC* uma planta de grande atratividade ambiental;

A Tabela 2.8 compara os custos de implantação das plantas com e sem Unidade de Separação de Ar.

Tabela 2.8 – Comparação entre plantas com e sem ASU [ 15 ]

Seção	% do custo	
	Com ASU	Sem ASU
Estrutura civil	1	1
Separação de ar e/ou compressão	12	9
Gaseificador	16	28
Tratamento de gases	13	17
Bloco de geração de energia	42	46
Sistemas elétrico, de água e auxiliares	16	16
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>117</b>

### 3 ESTUDO DE CASO

A refinaria Pernis da Shell, localizada na Holanda, foi a primeira a possuir um IGCC que utiliza óleos pesados (resíduos de petróleo) como matéria prima. Operando desde 1997, este IGCC consome 1.650 t/d de resíduo de petróleo e produz 285 t/d de hidrogênio (98,4 % v/v de pureza) e 117 MW de potência elétrica. O vapor d'água produzido (93 bar abs. / 9,3 MPa abs. e 500 °C / 773 K) é consumido pelos processos da unidade.

Esta planta consiste de três gaseificadores em paralelo, de modo a possibilitar a manutenção de um deles sem prejuízo para a produção. A carga da unidade, uma corrente de resíduo de vácuo, consome cerca de 1.600 t/d de oxigênio enriquecido (99,5 % v/v). O gás de síntese produzido, após ser resfriado e lavado, é encaminhado para dois sistemas: turbina a gás e geração de hidrogênio. A produção de hidrogênio é feita em dois estágios de *shift* (alta e baixa temperatura). Caso o hidrogênio, que é consumido nas unidades de hidrotratamento da refinaria, tenha sua demanda reduzida, o gás de síntese será encaminhado preferencialmente para a turbina a gás, de modo a gerar mais energia elétrica. A Tabela 3.1 mostra as principais características deste projeto.

Tabela 3.1 – Principais características de projeto do IGCC da refinaria de Pernis [ 12 ]

	Unidade	
<b>Carga oleosa</b>		
- Vazão	t/h	68,8
- Composição elementar		
C	% (m/m)	83,7
H	% (m/m)	8,6
N	% (m/m)	0,5
S	% (m/m)	6,8
O	% (m/m)	0,3
Cinzas	% (m/m)	0,1
PCS	kJ/kg	39.680
<b>Oxidante</b>		
- Tipo		Oxigênio
- Pureza	% (v/v)	99,5



<b>Gaseificador</b>		
- Tecnologia		SHELL SGP
- Pressão	bar / MPa	65 / 6,5
- Temperatura	°C / K	1300 / 1673
- Vazão	t/h	168,4
- Razão vapor / carga	kg/kg	0,50
- Razão oxigênio / carga	kg/kg	0,95
- Produtos de reação		
CO	% (m/m)	79,7
H <sub>2</sub>	% (m/m)	4,7
N <sub>2</sub>	% (m/m)	0,2
CO <sub>2</sub>	% (m/m)	11,9
H <sub>2</sub> S	% (m/m)	2,9
COS	% (m/m)	0,3
CH <sub>4</sub>	% (m/m)	0,3
H <sub>2</sub> O	% (m/m)	0,1
- Vazão de gás de síntese tratado	t/h	153,3
<b>Vapor d'água de alta pressão</b>		
- Produzido no gaseificador	t/h	161,7
- Produzido no reator de <i>shift</i>	t/h	16,0
- HRSG (geração e	t/h	204,7
- Consumo no gaseificador	t/h	34,4
- Consumo no reator de <i>shift</i>	t/h	44,0
- Consumo na turbina a vapor	t/h	126,3
- Vapor exportado	t/h	0
<b>Potência elétrica</b>		
- Potência gerada		
Turbina a gás	MW	86,1
Turbina a vapor	MW	40,4
- Potência consumida	MW	10,0
- Potência exportada	MW	116,5
<b>Hidrogênio</b>		
- Vazão	t/h	11,9
- Pureza	% v/v (base seca)	98,4

As informações de processo do IGCC da refinaria de Pernis serão utilizadas como caso base no estudo de plantas com diferentes capacidades. Esta planta foi escolhida como fonte de dados devido à similaridade com o estudo proposto, ou seja, mesma matéria prima (resíduo de vácuo) e mesmos produtos (H<sub>2</sub> e eletricidade).

## 4 COMPARATIVO ENTRE PLANTAS TRADICIONAIS E IGCCs

A alternativa do IGCC para uso em refinarias de petróleo deve ser confrontada com as opções tradicionais de geração de vapor, energia elétrica e hidrogênio. No caso de vapor e eletricidade, as fontes usuais são os Ciclos Rankine ou Combinado. Para o hidrogênio, habitualmente é feita a reforma a vapor de gás natural ou nafta.

Para este estudo comparativo, foram considerados diversos cenários de capacidade das plantas (produção de H<sub>2</sub> e eletricidade - Tabela 4.1) e cenários econômicos (custos de matérias primas e preços de produtos - Tabela 4.2). Resumidamente, os cenários adotados foram:

➤ **Capacidades produtivas:**

- Potência elétrica: 10 / 20 / 30 / 40 / 50 MW
- Hidrogênio: 0,5 / 1,0 / 1,5 / 2,0 / 5,0 / 10,0 t/h
- Vapor d'água: variável para permitir o fechamento do balanço energético das plantas.

➤ **Custo de matérias primas:**

- Óleo (RV): 100 / 200 / 300 US\$/t
- Gás natural: 200 / 350 / 500 US\$/t
- Oxigênio: 200 US\$/t

➤ **Preço de produtos:**

- Energia elétrica: 50 / 75 / 100 US\$/MWh
- Hidrogênio: 1.000 / 1.150 / 1.300 US\$/t
- Vapor d'água: 20 US\$/t

As capacidades de produção de energia elétrica e hidrogênio, mostradas anteriormente, representam escalas tipicamente utilizadas em indústrias petrolíferas.

Tabela 4.1 – Cenários de capacidade das plantas

<b>Cenário</b>	<b>H<sub>2</sub> t/h</b>	<b>EE MW</b>	<b>Cenário</b>	<b>H<sub>2</sub> t/h</b>	<b>EE MW</b>
CASO 1	0,5	10,0	CASO 16	2,0	30,0
CASO 2	1,0	10,0	CASO 17	5,0	30,0
CASO 3	1,5	10,0	CASO 18	10,0	30,0
CASO 4	2,0	10,0	CASO 19	0,5	40,0
CASO 5	5,0	10,0	CASO 20	1,0	40,0
CASO 6	10,0	10,0	CASO 21	1,5	40,0
CASO 7	0,5	20,0	CASO 22	2,0	40,0
CASO 8	1,0	20,0	CASO 23	5,0	40,0
CASO 9	1,5	20,0	CASO 24	10,0	40,0
CASO 10	2,0	20,0	CASO 25	0,5	50,0
CASO 11	5,0	20,0	CASO 26	1,0	50,0
CASO 12	10,0	20,0	CASO 27	1,5	50,0
CASO 13	0,5	30,0	CASO 28	2,0	50,0
CASO 14	1,0	30,0	CASO 29	5,0	50,0
CASO 15	1,5	30,0	CASO 30	10,0	50,0

Tabela 4.2 – Cenários econômicos para matérias primas e produtos

<b>CASO</b>	<b>H<sub>2</sub> US\$/t</b>	<b>EE US\$/MW</b>	<b>ÓLEO US\$/t</b>	<b>GN US\$/t</b>	<b>O<sub>2</sub> US\$/t</b>	<b>VAP exp US\$/t</b>
A	1000	50	100	200	200	20
B	1000	75	100	200	200	20
C	1000	100	100	200	200	20
D	1000	50	200	200	200	20
E	1000	75	200	200	200	20
F	1000	100	200	200	200	20
G	1000	50	300	200	200	20
H	1000	75	300	200	200	20
I	1000	100	300	200	200	20
J	1150	50	100	350	200	20
K	1150	75	100	350	200	20
L	1150	100	100	350	200	20
M	1150	50	200	350	200	20
N	1150	75	200	350	200	20
O	1150	100	200	350	200	20
P	1150	50	300	350	200	20
Q	1150	75	300	350	200	20
R	1150	100	300	350	200	20
S	1300	50	100	500	200	20
T	1300	75	100	500	200	20
U	1300	100	100	500	200	20
V	1300	50	200	500	200	20
W	1300	75	200	500	200	20
X	1300	100	200	500	200	20
Y	1300	50	300	500	200	20
Z	1300	75	300	500	200	20
AA	1300	100	300	500	200	20

As capacidades produtivas de H<sub>2</sub> e eletricidade foram adotadas de modo a abranger uma ampla faixa de plantas de potência e unidades de geração de

hidrogênio, presentes atualmente em refinarias de petróleo. Quanto aos valores de custo de matérias primas e preços de produtos, estes foram adotados conforme flutuações históricas observadas no Brasil.

A combinação dos 30 cenários de capacidade (1 → 30) com os 27 cenários econômicos (A → AA) foi feita para 6 diferentes arranjos produtivos. Estes arranjos consideraram a presença ou não de CCS (sequestro e captura de carbono), uso de UGH (unidade de geração de hidrogênio) no caso de CR e CC e uso de *shift* de CO no caso de IGCC. Sendo assim, as 6 opções de planta são:

- CR sem CCS + UGH
- CR com CCS + UGH
- CC sem CCS + UGH
- CC com CCS + UGH
- IGCC sem CCS + *Shift* de CO
- IGCC com CCS + *Shift* de CO

Com isso, surgem 4.860 casos (30 x 27 x 6) para comparação de custos, impactos ambientais e eficiência energética.

Para iniciar a análise comparativa, foram determinadas as condições operacionais das plantas (IGCC, CR e CC). No caso do IGCC, os dados de processo foram obtidos a partir do caso base, ou seja, o IGCC da refinaria de *Pernis* descrito no item 3 (Estudo de caso). Para as plantas de Ciclo Rankine e Ciclo Combinado, os dados de processo foram gerados a partir de algumas informações constantes nos respectivos IGCCs. Toda esta metodologia, que foi desenvolvida em planilha eletrônica (*MS Excel*), é descrita pelo equacionamento a seguir.

#### 4.1 EQUACIONAMENTO PARA OS IGCCS:

Este equacionamento foi realizado através de relações entre o IGCC do caso base (*Pernis*) e as capacidades produtivas das plantas.

➤ Vazões de gás de síntese (GS):

- Para turbina a gás (GS – TG):

$$(GS - TG)_{IGCC} = (GS - TG)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(EE)_{IGCC}}{(EE)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.1}$$

Onde: EE é a energia elétrica gerada na planta.

- Para *shift* de CO (GS – CO):

$$(GS - CO)_{IGCC} = (GS - CO)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(Ger - H2)_{IGCC}}{(Ger - H2)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.2}$$

Onde: Ger – H2 é a geração de hidrogênio da planta.

➤ Vazão de vapor (93 bar abs. / 500 °C ou 9,3 MPa abs. / 773 K) gerado no gaseificador (VAP - G):

$$(VAP - G)_{IGCC} = (VAP - G)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(GS)_{IGCC}}{(GS)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.3}$$

➤ Vazão de vapor gerado no reator de *shift* (VAP - S):

$$(VAP - S)_{IGCC} = (VAP - S)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(H2)_{IGCC}}{(H2)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.4}$$

➤ Vazão de vapor consumido no reator de *shift* (VAPC - S):

$$(VAPC - S)_{IGCC} = (VAPC - S)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(H2)_{IGCC}}{(H2)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.5}$$

➤ Relação entre geração de eletricidade através da turbina a gás (EE - TG) e da turbina a vapor (EE - TV):

$$\left( \frac{EE - TG}{EE - TV} \right)_{IGCC} = \left( \frac{EE - TG}{EE - TV} \right)_{IGCC-casobase} \quad \text{Eq. 4.6}$$

- Vazão de matéria prima oleosa (OC):

$$(OC)_{IGCC} = (OC)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(GS)_{IGCC}}{(GS)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.7}$$

- Vazão de oxigênio (O2):

$$(O2)_{IGCC} = (O2)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(GS)_{IGCC}}{(GS)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.8}$$

- Vazão de vapor consumido no gaseificador (VAPC - G):

$$(VAPC - G)_{IGCC} = (VAPC - G)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(OC - G)_{IGCC}}{(OC - G)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.9}$$

- Consumo interno de energia (EE - C):

$$(EE - C)_{IGCC} = (EE - C)_{IGCC-casobase} \cdot \frac{(OC - G)_{IGCC}}{(OC - G)_{IGCC-casobase}} \quad \text{Eq. 4.10}$$

- Produção de eletricidade na TV (EE - TV) — conforme relação de geração entre a TV e a TG do IGCC de Pernis:

$$(EE - TV)_{IGCC} = \frac{(EE)_{IGCC} + (EE - C)_{IGCC}}{\left(1 + \left(\frac{EE - TG}{EE - TV}\right)_{IGCC-casobase}\right)} \quad \text{Eq. 4.11}$$

- Consumo de vapor para geração de eletricidade na TV (VAP - TV) — considerada relação de 3,1 t/h de vapor para cada MW de potência produzida:

$$(VAP - TV)_{IGCC} = 3,1 \cdot (EE - TV)_{IGCC} \quad \text{Eq. 4.12}$$

O balanço entre as gerações e consumos de vapor foi tratado como variável independente do IGCC de Pernis. Com isso, surgiram casos onde houve excedente e outros com falta de vapor. Estas quantidades foram tratadas, no momento do balanço econômico, como exportação ou importação

de vapor. Como isso, os 30 casos de IGCCs ficaram configurados conforme mostra a Tabela 4.3 a seguir.

Tabela 4.3 – Perfil de produção das plantas em avaliação

	<b>H<sub>2</sub></b> <b>t/h</b>	<b>EE</b> <b>MW</b>	<b>VAP</b> <b>t/h</b>
Pernis	11,9	116,5	0
CASO 1	0,5	10,0	-2,5
CASO 2	1,0	10,0	-0,1
CASO 3	1,5	10,0	2,3
CASO 4	2,0	10,0	4,6
CASO 5	5,0	10,0	18,8
CASO 6	10,0	10,0	42,4
CASO 7	0,5	20,0	-7,3
CASO 8	1,0	20,0	-4,9
CASO 9	1,5	20,0	-2,5
CASO 10	2,0	20,0	-0,2
CASO 11	5,0	20,0	14,0
CASO 12	10,0	20,0	37,6
CASO 13	0,5	30,0	-12,1
CASO 14	1,0	30,0	-9,7
CASO 15	1,5	30,0	-7,4
CASO 16	2,0	30,0	-5,0
CASO 17	5,0	30,0	9,2
CASO 18	10,0	30,0	32,8
CASO 19	0,5	40,0	-16,9
CASO 20	1,0	40,0	-14,5
CASO 21	1,5	40,0	-12,2
CASO 22	2,0	40,0	-9,8
CASO 23	5,0	40,0	4,4
CASO 24	10,0	40,0	28,0
CASO 25	0,5	50,0	-21,7
CASO 26	1,0	50,0	-19,4
CASO 27	1,5	50,0	-17,0
CASO 28	2,0	50,0	-14,6
CASO 29	5,0	50,0	-0,5
CASO 30	10,0	50,0	23,2

Todos os dados de processo gerados para os IGCCs, a partir do equacionamento mostrado anteriormente, são apresentados na Tabela 4.4. Nesta tabela estão exemplificados 8 IGCCs. Os dados completos para as 30 plantas em avaliação são apresentados no item 7 (Anexos).

Tabela 4.4 – Base de dados para estudo de caso [ 12 ]

	Pernis	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5	CASO 6	CASO 7	CASO 8
<b>Hidrogênio</b>	t/h	11,9	0,5	1,0	1,5	2,0	5,0	0,5	1,0
<b>Energia elétrica</b>	MW	116,5	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	20,0	20,0
<b>Vapor de alta pressão exportado</b>	t/h	0	-2,5	-0,1	2,3	4,6	18,8	-7,3	-4,9
<b>Matérias primas</b>									
Óleo	t/h	68,8	3,7	5,8	7,9	10,0	22,4	43,2	7,5
Oxigênio (99,5% vol)	t/h	65,3	3,6	5,5	7,5	9,5	21,3	41,1	7,1
Vapor d'água	t/h	34,4	1,9	2,9	3,9	5,0	11,2	21,6	3,7
<b>Gás de síntese (após cooler)</b>									
Vazão	t/h	168,4	9,2	14,3	19,3	24,4	55,0	105,9	18,3
<b>Gás de síntese tratado</b>									
Vazão	t/h	153,3	8,3	13,0	17,6	22,2	50,0	96,3	16,7
Vazão para turbina a gás	t/h	43,3	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	7,4	7,4
Vazão para shift	t/h	110,0	4,6	9,3	13,9	18,5	46,3	92,6	9,3
<b>Geração de hidrogênio (Shift)</b>									
H2 da gaseificação	t/h	5,0	0,2	0,4	0,6	0,8	2,1	4,2	0,4
H2 do shift	t/h	9,1	0,4	0,8	1,1	1,5	3,8	7,6	0,8
Consumo de vapor	t/h	44,0	1,9	3,7	5,6	7,4	18,5	37,1	3,7
<b>Vapor de alta pressão - PRODUÇÃO</b>									
- Gaseificador e cooler (saturado)	t/h	161,7	8,8	13,7	18,6	23,5	52,8	101,6	17,6
- Reator de shift (saturado)	t/h	16,0	0,7	1,3	2,0	2,7	6,7	13,4	1,3
- HRSG *	t/h	27,0	2,3	2,3	2,3	2,3	2,3	4,6	4,6
Total superaquecido na HRSG	t/h	204,7	11,8	17,4	22,9	28,5	61,8	117,4	23,6
<b>Vapor de alta pressão - CONSUMO</b>									
- Gaseificador	t/h	34,4	1,9	2,9	3,9	5,0	11,2	21,6	3,7
- Reator de shift	t/h	44,0	1,9	3,7	5,6	7,4	18,5	37,1	3,7
- Turbina a vapor	t/h	126,3	10,5	10,8	11,1	11,4	13,2	16,3	21,0
Total	t/h	204,7	14,2	17,4	20,6	23,8	43,0	75,0	28,5
<b>Energia elétrica - PRODUÇÃO</b>									
- Turbina a gás	MW	86,1	7,2	7,4	7,6	7,8	9,0	11,1	14,4
- Turbina a vapor	MW	40,4	3,4	3,5	3,6	3,7	4,2	5,2	6,7
<b>Energia elétrica - CONSUMO</b>									
- Consumo interno	MW	10,0	0,5	0,8	1,1	1,5	3,3	6,3	1,1
<b>Produtos</b>									
Hidrogênio (98,4% v/v base seca)	t/h	11,9	0,5	1,0	1,5	2,0	5,0	10,0	1,0
Energia elétrica	MW	116,5	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	20,0	20,0
Vapor de alta pressão	t/h	0,0	-2,5	-0,1	2,3	4,6	18,8	-7,3	-4,9

\* Vazão gerada na HRSG, sem contabilizar as vazões que são superaquecidas neste equipamento. Valores negativos indicam produção excedente (exportação de vapor).



## 4.2 EQUACIONAMENTO PARA AS PLANTAS DE CR E CC

Este equacionamento foi efetuado com base nos IGCCs de capacidades equivalentes e nas eficiências dos ciclos Rankine e Combinado.

- Vazão de combustível para o ciclo Rankine (OC - CR):

$$(OC - CR)_{CR} = (OC)_{IGCC} \cdot \frac{(\eta)_{CR}}{(\eta)_{IGCC}} \quad \text{Eq. 4.13}$$

Onde:  $\eta$  é a eficiência térmica do ciclo (IGCC ou CR).

- Vazão de combustível para o ciclo Combinado (OC - CC):

$$(OC - CC)_{CR} = (OC)_{IGCC} \cdot \frac{(\eta)_{CC}}{(\eta)_{IGCC}} \quad \text{Eq. 4.14}$$

Onde:  $\eta$  é a eficiência térmica do ciclo (IGCC ou CC).

No caso das Eq. 4.13 e Eq. 4.14, as eficiências adotadas para os Ciclos Rankine e Combinado foram as constantes na Tabela 4.5 a seguir.

Tabela 4.5 – Eficiência energética típicas das plantas de potência [ 13 ]

		<b>Eficiência térmica típica (% do PCI)</b>
Ciclo Rankine	Sem CCS	30
	Com CCS	25
Ciclo Combinado	Sem CCS	50
	Com CCS	35
IGCC	Sem CCS	40
	Com CCS	35

Como principal resultado do levantamento de dados de processo das plantas em estudo (IGCC, CR e CC), surgem as necessidades de matérias primas. Estas demandas, associadas às produções das unidades, serão fundamentais para a sequência de comparação entre as plantas. A Tabela 4.6

exemplifica estas demandas de matérias primas. No caso dos CR e CC, que devem ser associados a uma Unidade de Geração de Hidrogênio (reforma de GN), a vazão de gás obedece a relação de 2,2 t de GN para geração de 1 t de H<sub>2</sub>.

Tabela 4.6 – Consumo de matérias primas e combustíveis para as plantas em estudo

		<b>Materia prima</b>	<b>Pernis</b>	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>	<b>CASO 3</b>
<b>Ciclo Rankine</b>	Sem CCS	t/h OC	91,7	5,0	7,8	10,5
		t/h GN	26,4	1,1	2,2	3,3
	Com CCS	t/h OC	110,0	6,0	9,3	12,6
		t/h GN	26,4	1,1	2,2	3,3
<b>Ciclo combinado</b>	Sem CCS	t/h OC	55,0	3,0	4,7	6,3
		t/h GN	26,4	1,1	2,2	3,3
	Com CCS	t/h OC	78,6	4,3	6,7	9,0
		t/h GN	26,4	1,1	2,2	3,3
<b>IGCC</b>	Sem CCS caso base	t/h OC	68,8	3,7	5,8	7,9
		t/h O <sub>2</sub>	74,6	4,1	6,3	8,6
	Com CCS	t/h O <sub>2</sub>	74,6	4,1	6,3	8,6
		t/h OC	78,6	4,3	6,7	9,0

### 4.3 ANÁLISE ECONÔMICA

Com as informações identificadas até o momento, ou seja, preços de matérias primas e produtos e consumos individuais das plantas, foram feitas as seguintes avaliações econômicas:

- Custo de implantação de plantas de diferentes bases tecnológicas (IGCC / Ciclo Rankine / Ciclo Combinado), com e sem CCS;
- Lucratividade das plantas. Neste caso foi considerado um balanço econômico entre matérias primas e produtos. Os gastos com manutenção e operação não foram considerados devido à similaridade das plantas;

- Valor presente líquido – VPL;
- Taxa interna de retorno.

### 4.3.1 Custo de implantação

Tradicionalmente, plantas de potência podem ter seus custos de implantação estimados conforme a capacidade de geração de eletricidade das mesmas. A Tabela 4.7 mostra os custos, em US\$/kW, para construção dos três tipos de planta em avaliação. Estes valores tratam, todavia, apenas da parte termoelétrica. Os custos para implantação de UGHs (caso dos CR e CC) e *shift* (caso dos IGCC) devem ser acrescentados. OGDEN (2001) [ 18 ], em sua revisão sobre plantas para geração de hidrogênio, menciona algumas relações entre custo e capacidade de gerar hidrogênio. Estas informações, mostradas na Tabela 4.8, tratam da UGH como um todo. Para o caso dos IGCCs, que necessitam apenas do reator de *shift*, foi adotada uma fração (20 %) do custo da UGH como custo da geração de hidrogênio.

Tabela 4.7 – Custo de implantação de plantas de potência [ 25 ], [ 13 ]

		US\$/kW
Ciclo Rankine	Sem CCS	500
	Com CCS	800
Ciclo Combinado	Sem CCS	800
	Com CCS	1.200
IGCC	Sem CCS	1.300
	Com CCS	1.800

Tabela 4.8 – Custo de implantação de unidades para geração de hidrogênio [ 18 ]

Capacidade (t/h de H <sub>2</sub> )	Capacidade energética (kW de H <sub>2</sub> )	Custo da planta (US\$/kW de H <sub>2</sub> )	Custo da planta US\$ por t/h de H <sub>2</sub>
0,1	3.350	3.000	100.833.333,00
2,0	67.000	800	26.888.889,00
20,0	670.000	320	10.755.556,00

Com estas informações foram determinados os custos de implantação, para cada caso de demanda H<sub>2</sub> x EE, dos seis tipos de planta em avaliação (CR, CC e IGCC; todos com e sem CCS). A Tabela 4.9 exemplifica estes custos, os quais estão apresentados em sua totalidade no item 7 (Anexos).

Tabela 4.9 – Custo de implantação (planta de potência e geração de hidrogênio)

			<b>Pernis</b>	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>
<b>Ciclo Rankine</b>	Sem CCS	Planta	58.250.000	5.000.000	5.000.000
		UGH	132.219.367	33.090.256	54.135.000
		<b>Total</b>	<b>190.469.367</b>	<b>38.090.256</b>	<b>59.135.000</b>
	Com CCS	Planta	93.200.000	8.000.000	8.000.000
		UGH	132.219.367	33.090.256	54.135.000
		<b>Total</b>	<b>225.419.367</b>	<b>41.090.256</b>	<b>62.135.000</b>
<b>Ciclo combinado</b>	Sem CCS	Planta	93.200.000	8.000.000	8.000.000
		UGH	132.219.367	33.090.256	54.135.000
		<b>Total</b>	<b>225.419.367</b>	<b>41.090.256</b>	<b>62.135.000</b>
	Com CCS	Planta	139.800.000	12.000.000	12.000.000
		UGH	132.219.367	33.090.256	54.135.000
		<b>Total</b>	<b>272.019.367</b>	<b>45.090.256</b>	<b>66.135.000</b>
<b>IGCC</b>	Sem CCS	Planta	536.640.751	29.218.558	45.437.116
		Shift	26.443.873	6.618.051	10.827.000
		<b>Total</b>	<b>563.084.625</b>	<b>35.836.609</b>	<b>56.264.116</b>
	Com CCS	Planta	743.041.040	40.456.465	62.912.930
		Shift	26.443.873	6.618.051	10.827.000
		<b>Total</b>	<b>769.484.914</b>	<b>47.074.516</b>	<b>73.739.930</b>

A análise destes valores, mostrados graficamente no Gráfico 2.1, indica que as plantas de IGCC são competitivas, no quesito custo de implantação, apenas nos casos de geração de hidrogênio menor do que 5 t/h. Além disso, IGCCs solicitados a produzir maior potência elétrica (> 20 MW) passam a ter seus custos de construção mais elevados. Tais características podem ser associadas à maior demanda de gás de síntese e, conseqüentemente, maiores dimensões dos gaseificadores. Estes, por sua vez, tendem a apresentar custos muito elevados devido à condição de alta pressão de operação.

Contudo, vale ressaltar que os custos construtivos apresentados não levam em consideração necessidades de abatimento de emissões (NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub> e material particulado). Caso estes equipamentos sejam necessários em função da legislação aplicável na região, os IGCCs poderão ser vantajosos, tendo em vista que seu processo já possui equipamentos para remoção de particulados

(lavadora de gás de síntese) e remoção de compostos ácidos (tratamento de gás de síntese). Maiores detalhes quanto às emissões atmosféricas serão tratados no item 4.4 (Análise ambiental).

Quanto aos demais tipos de plantas de potência, a associação CR + UGH apresenta menores custos de implementação em todos os cenários avaliados.

### **4.3.2 Balanço econômico operacional**

A primeira análise econômica realizada, de custo de implantação, mostrou que o IGCC pouco tem a competir com as associações CR ou CC com UGH. Todavia, as condições operacionais das plantas, dadas suas eficiências energéticas distintas, podem alterar esta situação, tornando os IGCCs ou a associação CC + UGH competitiva com o arranjo CR + UGH.

Para esta análise, foi realizado um balanço econômico com os gastos com matérias primas e ganhos obtidos com produtos. A Tabela 4.3 (demandas de EE e H<sub>2</sub>) e a Tabela 4.6 (demandas de matérias primas), associadas à Tabela 4.2 (cenários econômicos), geraram matrizes com os lucros/prejuízos operacionais das plantas. Estes cálculos foram feitos para as seis plantas em avaliação (CR, CC, IGCC; com e sem CCS). Estas matrizes encontram-se no item 7 (Anexos).

Gráficos de superfície, feitos com os dados destas matrizes, facilitam a visualização das condições de maior ou menor lucratividade das plantas (ver Gráfico 4.2). Os gráficos para todas as plantas estão presentes no item 7 (Anexos). A análise destas informações permite identificar em quais cenários de demanda (1 a 30) e em quais cenários econômicos (A a AA) as plantas tendem a gerar maiores lucros. A Tabela 4.10 identifica estas situações de maior lucratividade.

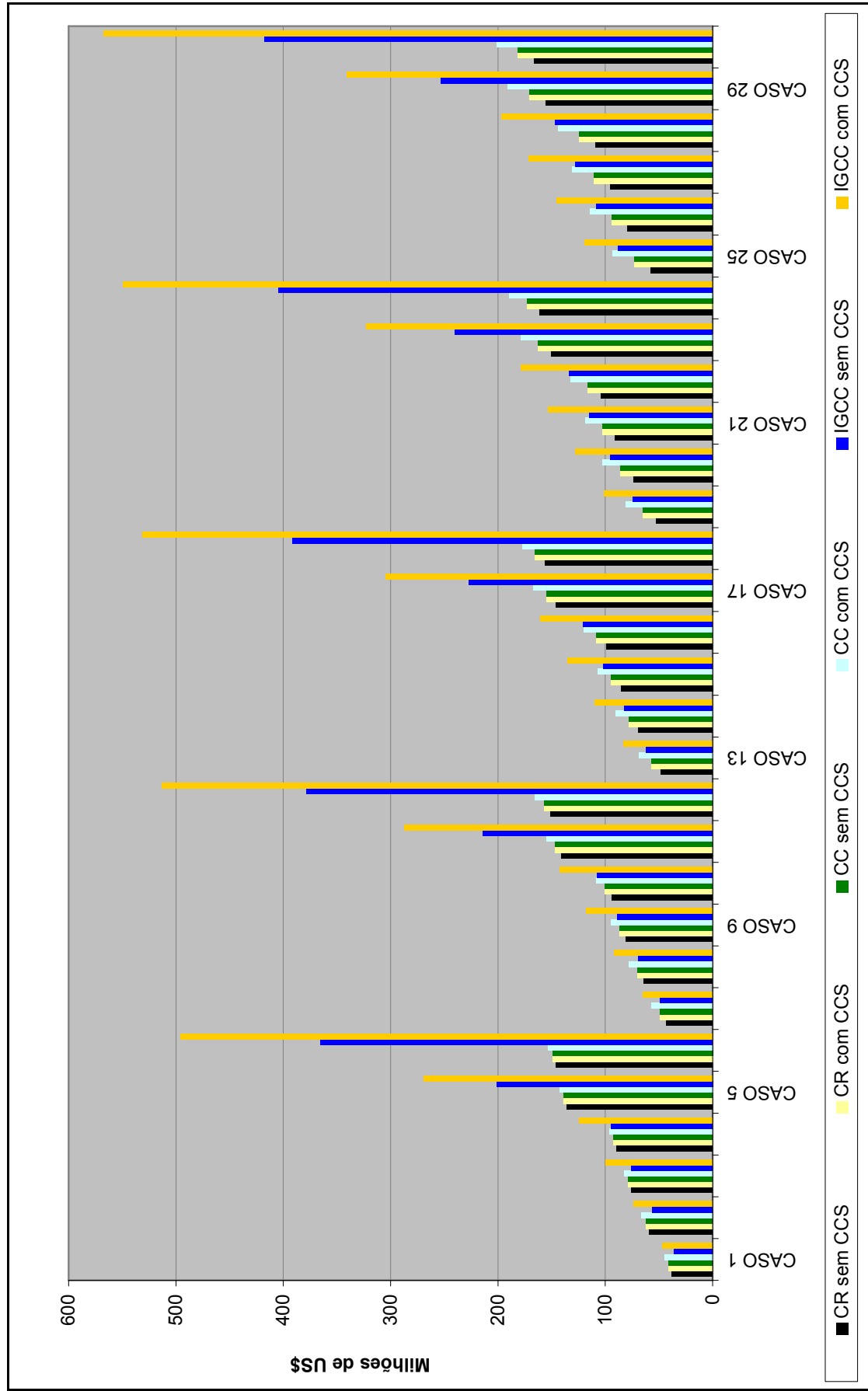


Gráfico 4.1 – Comparativo dos custos de implantação (plantas de potência e geração de hidrogênio)

Tabela 4.10 – Tendência de maior lucro operacional

		1º	2º	3º
Ciclo Rankine	Sem CCS	C30	L25	U25
	Com CCS	C25	L25	U25
Ciclo combinado	Sem CCS	C30	B30	L30
	Com CCS	C30	B30	L25
IGCC	Sem CCS	U30	T30	L30
	Com CCS	U30	L25	C25

A análise da Tabela 4.10, associada com a Tabela 4.11, gera as seguintes conclusões:

- O fator que mais impacta a lucratividade das plantas é a exportação de energia elétrica. Todos os cenários de maior lucro foram obtidos para as plantas de maior potência elétrica, ou seja, 50 MW (cenários 25 a 30);
- Como esperado, os maiores lucros foram obtidos em cenários de baixo custo do óleo combustível (cenários A, B, C, J, K, L, S, T e U);
- No caso das plantas de IGCC, estas tendem a ser mais lucrativas em cenários de preço elevado do H<sub>2</sub> e energia elétrica, alto custo do gás natural e baixo custo do óleo combustível (cenários T e U). Nestas condições, a geração de hidrogênio via gaseificação de óleos pesados passa a ser mais atrativa do que a geração via reforma de gás natural (UGH).

Tabela 4.11 – Cenários de maior lucro operacional

	H <sub>2</sub> t/h	EE MW				
<b>Caso 30</b>	10	50				
<b>Caso 25</b>	0,5	50				

	H <sub>2</sub> US\$/t	EE US\$/MW	VAP exp US\$/t	ÓLEO US\$/t	O <sub>2</sub> US\$/t	GN US\$/t
<b>Caso B</b>	1000	75	20	100	200	200
<b>Caso C</b>	1000	100	20	100	200	200
<b>Caso L</b>	1150	100	20	100	200	350
<b>Caso T</b>	1300	75	20	100	200	500
<b>Caso U</b>	1300	100	20	100	200	500

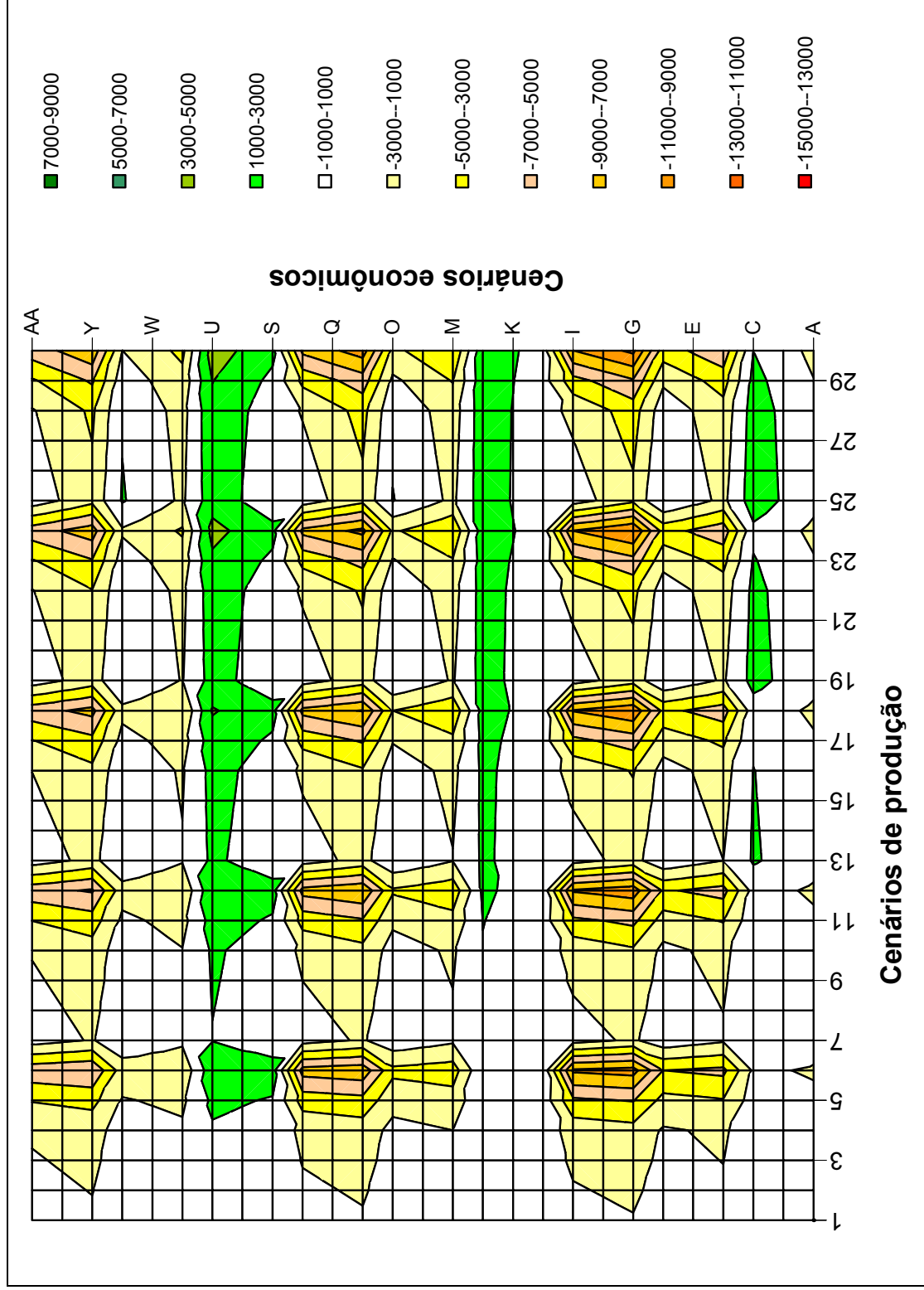


Gráfico 4.2 – Exemplo de balanço econômico operacional – IGCC sem CCS



Outra forma de comparação é entre plantas de mesma capacidade. Para isso, a Tabela 4.12 compara os cenários mais promissores identificados na Tabela 4.11.

Tabela 4.12 – Balanço econômico operacional das plantas de potência

		Cenários (US\$/h)					
		C30	C25	L25	B30	T30	U30
Ciclo Rankine	Sem CCS	4.368	3.456	3.364	3.118	2.023	3.273
	Com CCS	3.038	3.179	3.087	1.788	<b>-1.879</b>	<b>-629</b>
Ciclo combinado	Sem CCS	7.028	4.011	3.919	5.778	2.112	3.362
	Com CCS	5.318	3.654	3.563	4.068	401	1.651
IGCC	Sem CCS	997	2.048	2.123	<b>-253</b>	2.747	3.997
	Com CCS	<b>-1.069</b>	1.617	1.692	<b>-2.319</b>	681	1.931

A análise desta tabela confirma o sugerido anteriormente, ou seja, em condições de alto custo do gás natural (T30 e U30), o IGCC é vantajoso em termos de lucratividade operacional. Nas demais situações (casos B, C e L), a associação CC + UGH é mais favorável, seguido por CR + UGH.

### 4.3.3 VPL e TIR

As análises de valor presente líquido e taxa interna de retorno, essenciais para tomada de decisão em investimentos, foram realizadas para os cenários de maior lucratividade operacional. A Tabela 4.13 mostra, para cada tipo de planta de potência, os resultados de VPL nos cenários econômico e de demanda avaliados. Nesta análise foi considerada uma taxa de desconto de 12 % a.a. Observa-se que a associação CR + UGH e CC + UGH são vantajosas frente ao IGCC. Isto se deve, principalmente, ao menor investimento inicial destes ciclos termodinâmicos tradicionais.

Tabela 4.13 – VPL das plantas de potência avaliadas

		VPL (milhões de US\$)					
		C30	C25	L25	B30	T30	U30
Ciclo Rankine	Sem CCS	103	147	142	31	-180	-108
	Com CCS	13	118	113	-59	-270	-198
Ciclo combinado	Sem CCS	243	166	161	171	-40	32
	Com CCS	-5	100	95	-77	-288	-216
IGCC	Sem CCS	-315	40	44	-387	-215	-143
	Com CCS	-568	-13	-9	-640	-467	-395

A Tabela 4.14, que apresenta os valores de TIR para os investimentos em questão, corrobora o que foi verificado na análise de VPL. Considerando um valor de TIR mínimo de 12 %, tipicamente adotado em projetos comerciais, novamente CR + UGH e CC + UGH se sobressaem frente ao IGCC.

É importante observar que alguns dos valores de TIR obtidos são excessivamente elevados, o que revela possíveis excessos na determinação dos cenários econômicos. É provável que alguns dos cenários avaliados tenham supervalorizado os produtos (H<sub>2</sub> e EE) ou subvalorizado os custos de implantação das plantas.

Tabela 4.14 – TIR das plantas de potência avaliadas

		C30	C25	L25	B30	T30	U30
Ciclo Rankine	Sem CCS	22%	51%	50%	15%	8%	3%
	Com CCS	13%	38%	36%	6%	< 0	< 0
Ciclo combinado	Sem CCS	33%	47%	46%	27%	8%	15%
	Com CCS	7%	34%	33%	5%	< 0	4%
IGCC	Sem CCS	< 0	20%	20%	< 0	1%	5%
	Com CCS	< 0	10%	11%	< 0	< 0	< 0

#### 4.4 ANÁLISE AMBIENTAL

A gaseificação de matérias primas residuais é uma forma ambientalmente interessante de destinação de alguns derivados de petróleo. A presença de uma unidade como o IGCC no parque de refino (Figura 2.13) proporciona um papel mais nobre às correntes de resíduo de vácuo e resíduo asfáltico. O que a princípio daria origem a produtos de baixo valor agregado, como por exemplo o cimento asfáltico e os óleos combustíveis, passaria a gerar insumos altamente valorados, ou seja, hidrogênio e energia elétrica. Esta característica torna o IGCC uma planta de grande atratividade ambiental.

As plantas de IGCC possuem grande vantagem ambiental quando comparadas às unidades do tipo Ciclo Rankine ou Ciclo Combinado. As exigências mecânicas da turbina a gás que recebe o gás de síntese no IGCC tornam necessário o uso de unidades de tratamento deste gás, de forma a quase eliminar compostos ácidos (H<sub>2</sub>S, SO<sub>x</sub> e mercaptanos) e remover particulados. Com isso, as emissões de SO<sub>x</sub> e material particulado são

severamente reduzidas. No caso do NO<sub>x</sub>, o ganho do IGCC ocorre devido à reduzida geração de NO<sub>x</sub> térmico, conforme discutido no item 2.1.4 (Análise ambiental).

Para que os IGCCs em avaliação sejam comparados com as plantas de CR e CC, considerando emissões atmosféricas similares, torna-se necessário incorporar aos custos dos CR e CC os valores referentes à construção e operação dos respectivos sistemas de abatimento de emissões. Com auxílio das metodologias propostas por COFAL (1998) [ 5 ], foram obtidos custos de abatimento de NO<sub>x</sub> e material particulado para as plantas dos cenários 25 e 30, identificadas como sendo as mais promissoras em termos de lucratividade. Em relação ao custo global de implantação, os sistemas de abatimento para estes cenários foram responsáveis por cerca de 25 % e 45 %<sup>8</sup> dos investimentos, respectivamente. Com isso, novos VPL e TIR foram calculados, resultando em redução dos cenários favoráveis para os Ciclos Rankine e Ciclos Combinados e consequente redução da vantagem frente ao IGCC.

Como pode ser observado com os valores de VPL da Tabela 4.15 e TIR da Tabela 4.16, os cenários C25 e L25, que consideram baixa produção de H<sub>2</sub> (0,5 t/h) e alto preço da energia elétrica (100 US\$/MWh), são os mais favoráveis para as três plantas avaliadas. Apesar do aumento de custo do CR e do CC, estes ainda possuem maior retorno financeiro do que os IGCCs equivalentes.

Tabela 4.15 – VPL das plantas avaliadas (considerando abatimento de emissões)

		VPL (milhões de US\$)					
		C30	C25	L25	B30	T30	U30
Ciclo Rankine	Sem CCS	-25	120	115	-97	-309	-237
	Com CCS	-115	91	86	-187	-399	-327
Ciclo combinado	Sem CCS	115	139	134	43	-169	-97
	Com CCS	-133	73	68	-205	-417	-345
IGCC	Sem CCS	-315	40	44	-387	-215	-143
	Com CCS	-568	-13	-9	-640	-467	-395

<sup>8</sup> Abatimento de emissões atmosféricas considerando, para cada kW de potência global instalada, custo de implantação de US\$ 150,00 e custo operacional de US\$ 7,50 [ 5 ] [ 25 ]. Esta potência global considera a carga térmica inserida na forma de combustível (vazão x PCI).

Tabela 4.16 – TIR das plantas avaliadas (considerando abatimento de emissões)

		C30	C25	L25	B30	T30	U30
Ciclo Rankine	Sem CCS	10%	37%	36%	4%	< 0	5%
	Com CCS	3%	28%	27%	< 0	< 0	< 0
Ciclo combinado	Sem CCS	19%	36%	36%	15%	< 0	5%
	Com CCS	12%	27%	26%	7%	< 0	< 0
IGCC	Sem CCS	< 0	20%	20%	< 0	1%	5%
	Com CCS	< 0	10%	11%	< 0	< 0	< 0

Com relação à emissão de CO<sub>2</sub>, o uso de sistemas de CCS pode gerar redução de até 75 % do CO<sub>2</sub> emitido por IGCCs [ 11 ]. Reduções acima deste valor tornam o projeto excessivamente caro.

Em termos de efluentes líquidos, a unidade de IGCC gera água contaminada com cinzas e compostos orgânicos. Esta corrente pode ser aproveitada no processo de dessalgação do petróleo. Outra alternativa é o envio da mesma para tratamento na unidade de despejos industriais, juntamente com as demais correntes oleosas da refinaria.

#### 4.5 ANÁLISE ENERGÉTICA

A avaliação energética das plantas em estudo revela a qualidade do aproveitamento da energia em cada caso. Os diagramas a seguir mostram esquematicamente de que forma a energia é convertida em um sistema.

Para os sistemas do tipo Ciclo Rankine, o diagrama de conversão energética (Gráfico 4.3), mostra que a principal perda de energia ocorre através do condensador, necessário para a operação da turbina a vapor que aciona o gerador elétrico.

Ao comparar o Ciclo Combinado (Gráfico 4.4) com o Ciclo Rankine, nota-se que a eficiência energética da planta aumenta. Isto ocorre basicamente por dois motivos:

- A geração de energia elétrica pela turbina a vapor, a qual necessita de elevada rejeição térmica para sua operação, é reduzida. Isto ocorre pois a turbina a gás assume grande parte da conversão de energia térmica em mecânica, restando para a turbina a vapor apenas o aproveitamento da energia residual rejeitada pela turbina a gás;

- A fonte quente assume um patamar mais elevado de energia, quando comparado ao nível energético do Ciclo Rankine. No Ciclo Combinado a temperatura da fonte quente situa-se próximo a 1.400 °C, que é o limite de operação das turbinas a gás. Dessa forma, para uma rejeição térmica similar à do Ciclo Rankine, o Ciclo Combinado converte maior quantidade de calor em trabalho.

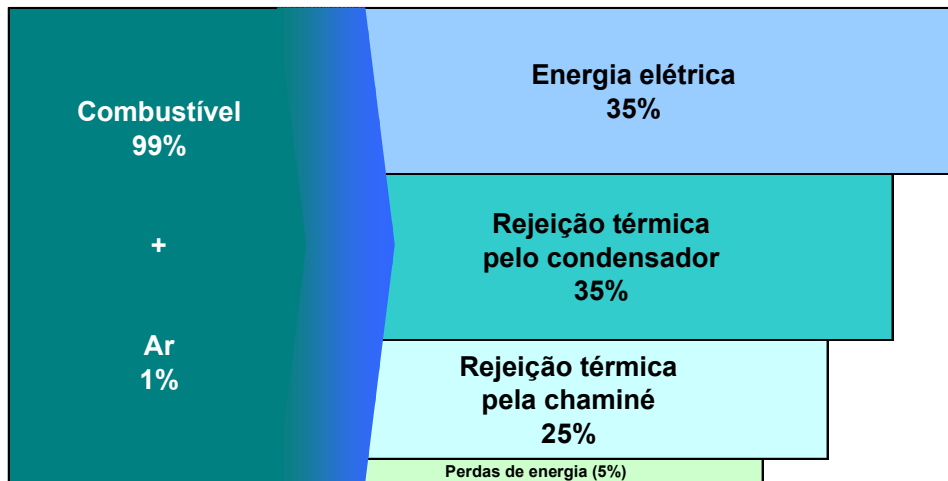


Gráfico 4.3 – Diagrama de conversão energética para o Ciclo Rankine Simples

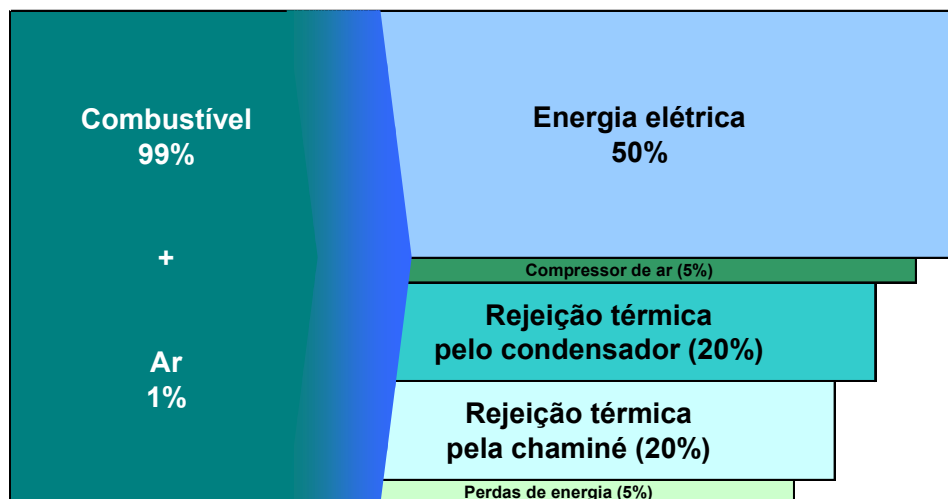


Gráfico 4.4 – Diagrama de conversão energética para o Ciclo Combinado

Caso as plantas de CR ou CC passem a exportar energia térmica na forma de vapor, num arranjo dito de cogeração, a eficiência energética do ciclo aumenta, pois parte da energia de condensação passa a ser exportada. Todavia, este vapor será utilizado para aquecimento ou acionamento de outras turbinas, o que implicará dizer que a eficiência global praticamente não se altera.

Para as plantas de IGCC, uma das formas de exportar energia é através da produção de hidrogênio. O Gráfico 4.5 mostra o diagrama energético para a planta do cenário 25 (0,5 t/h de H<sub>2</sub> e 50 MW de EE). Nota-se que a eficiência energética relativa à geração de eletricidade é similar à de um Ciclo Combinado. Contudo, devido à produção de hidrogênio, a eficiência global do IGCC aumenta 15 %. Para IGCCs com maior produção de hidrogênio, como no cenário 30 (10 t/h de H<sub>2</sub> e 50 MW de EE), ocorre inversão da distribuição de eficiências. O Gráfico 4.6 mostra que o IGCC do cenário 30 tem uma eficiência global de 70 % (PCI), superior à planta do caso 25. Isto ocorre porque, para uma mesma perda de energia com condensação (mesma geração de EE), maior quantidade de H<sub>2</sub> é produzida no cenário 30.

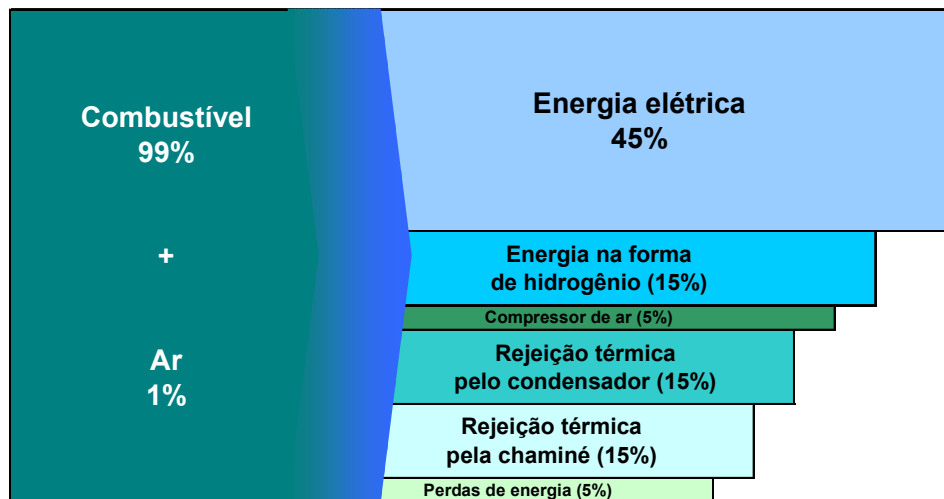


Gráfico 4.5 – Diagrama de conversão energética para o IGCC do cenário 25

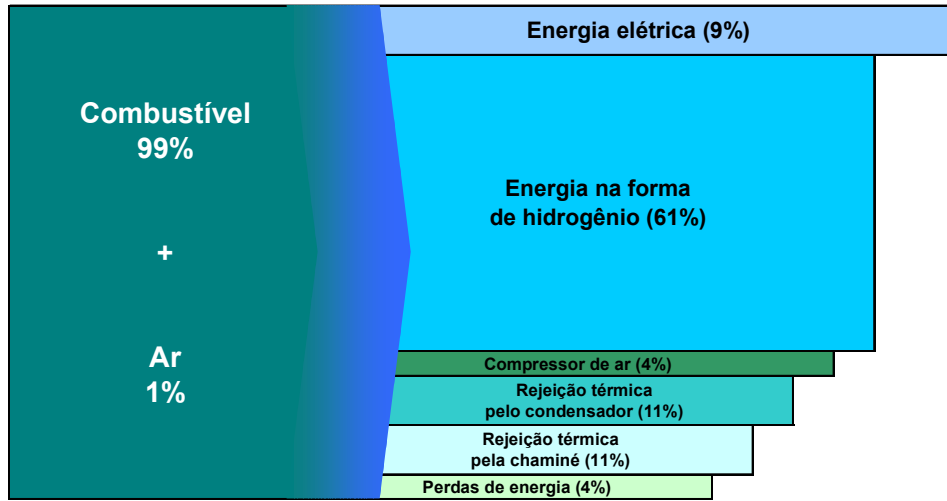


Gráfico 4.6 – Diagrama de conversão energética para o IGCC do cenário 30

## 5 CONCLUSÕES

Para atender às necessidades energéticas dos refinadores de petróleo, as novas centrais termoelétricas deverão ter maiores eficiências e emitir menor quantidade de poluentes atmosféricos. A opção do *IGCC* vai de encontro a estas duas necessidades. Contudo, esta planta possui uma grande desvantagem frente aos demais processos, que é o seu custo de implantação.

Nos cenários econômicos avaliados, a planta de *IGCC* demonstrou ser competitiva, em termos de custo de implantação, apenas nos casos de produção de hidrogênio inferior a 5 t/h e geração de eletricidade inferior a 20 MWh. Para maiores capacidades, o Ciclo Rankine e o Ciclo Combinado, associados a uma Unidade de Geração de Hidrogênio, são menos onerosos.

Também foi observado que, para tornar o *IGCC* mais competitivo, os cenários econômicos devem ser de elevado preço do gás natural. Esta condição prejudica os custos operacionais das UGHs e torna interessante a geração de hidrogênio a partir de resíduos de petróleo.

A análise econômica comparativa das unidades de *IGCC*, CR + UGH e CC + UGH, mostrou que o *IGCC* não é vantajoso em termos de VPL e TIR. O arranjo economicamente mais promissor é o CC + UGH. Quando o cenário ambiental exige investimentos em abatimento de emissões, o que é uma tendência mundial, o *IGCC* passa a apresentar vantagens. Contudo, esta planta continua sendo menos interessante do que as demais.

Em termos gerais, os cenários com maior venda de eletricidade, menor geração de hidrogênio e elevado custo da energia elétrica são os mais favoráveis, em termos de lucratividade operacional, para os três tipos de plantas avaliadas.



Com relação à eficiência energética, é nítida a vantagem do *IGCC*. Esta condição ocorre devido à possibilidade de exportar energia na forma de hidrogênio, ao mesmo tempo em que é gerada eletricidade.

Outros pontos que afetam negativamente a decisão pela implantação de um *IGCC* é o prazo de construção e o *know-how* deste processo. Comparativamente com as plantas de potência tradicionais, o *IGCC* tem maior prazo construtivo e não se trata de tecnologia plenamente consolidada.

Contudo, uma unidade de *IGCC* pode se tornar promissora na medida em que os cenários econômicos e de custos de materiais se alterarem. Em um caso de economia mais favorável, o *IGCC* seria bastante interessante, devido à sua versatilidade de processamento de matérias primas e geração de insumos para as refinarias de petróleo. Além disso, avanços tecnológicos no sistema de gaseificação, que é a parte mais onerosa da planta de *IGCC*, podem tornar o custo de implantação menos impactante na viabilidade da unidade.

Uma possível condição favorável ao *IGCC* é a utilização de coque de petróleo ou carvão mineral como matérias primas. O menor custo destes insumos elevaria a atratividade da planta. Estudo similar ao que foi realizado poderia avaliar esta opção por matérias primas sólidas.

## 6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [ 1 ] ABADIE, L. M.; CHAMORRO, J. M. **Valuing flexibility: the case of an integrated gasification combined cycle power plant.** Energy Economics 30, p. 1850 – 1881, 2008. Spain.
- [ 2 ] ASHIZAWA, M.; HARA, S.; KIDOGUCHI, K.; INUMARU, J. **Gasification characteristics of extra-heavy oil in a research-scale gasifier.** Energy 30, p. 2194 – 2205, 2005. Japan.
- [ 3 ] BEÉR, J. M. **High efficiency electric power generation: The environment role.** Progress in Energy and Combustion Science 33, p. 107 – 134, 2007. USA.
- [ 4 ] British Petroleum web site ([www.bp.com](http://www.bp.com)). 24/02/2009.
- [ 5 ] COFALA, J., SYRI, S. **Nitrogen oxides emissions, abatement technologies and related costs for Europe in the RAINS model database.** IIASA – International Institute for Applied Systems Analysis. Luxemburg, 1998.
- [ 6 ] DESCAMPS, C; BOUALLOU, C.; KANNICHE, M. **Efficiency of an integrated gasification combined cycle (IGCC) power plant including CO<sub>2</sub> removal.** Energy 31, p. 874 – 881, 2008. France.
- [ 7 ] DOE FUNDAMENTALS HANDBOOK. **Thermodynamics, heat transfer and fluid flow.** U. S. Department of Energy, Volume 1, p. 53-96. Washington:1992.
- [ 8 ] DOMENICHINI, R.; MANCUSO, L. Foster Wheeler Italiana SPA, Milan – Italy. **Consider gasification to meet electrical power needs.** Hydrocarbon Processing, p. 71 – 78, July 2008.

- [ 9 ] FÜRNSINN, S; GÜNTHER, M.; STUMMER, C. **Adopting energy flow charts for the economic analysis of process innovations.** Technovation 27, p. 693 – 703, 2007.
- [ 10 ] FutureGen Alliance web site ([www.futuregenalliance.org](http://www.futuregenalliance.org)). 01/08/2009
- [ 11 ] GARCIA, G. O., DOUGLAS, P., CROISSET, E., ZHENG, L. **Technoeconomic evaluation of IGCC power plants for CO<sub>2</sub> avoidance.** Energy Conversion & Management, 47, p. 2250 – 2259. Canada, 2006.
- [ 12 ] GASIFICATION AND HYDROGEN MANUFACTURING DEPARTMENT – Shell International Oil Products. **The Shell gasification process for power and hydrogen from residue at the Pernis Refinery.** Shell Research and technology Centre. Amsterdam, 1997.
- [ 13 ] HARTMAN, R. S., WHEELER, D., SINGH, M. **The cost of air pollution abatement.** 1994.
- [ 14 ] HIGMAN, C.; van der BURGT, M. **Gasification.** Gulf Professional Publishing – Elsevier. USA: 2003.
- [ 15 ] HOLOPAINEN, OLLI. **IGCC plant employing heavy-petroleum residues.** Bioresource Technology 46, p. 125 – 128, 1993. Porvoo, Finland.
- [ 16 ] KREUTZ, T.; WILLIAMS, R.; CONSONNI, S.; CHIESA, P. **Co-production of hydrogen, electricity and CO<sub>2</sub> from coal with commercially ready technology. Part B: economic analysis.** International Journal of Hydrogen Energy 30, p. 769 – 784, 2005.
- [ 17 ] LIU, H.; NI, W.; LI, Z.; MA, L. **Strategic thinking on IGCC development in China.** Energy Policy 36, p. 1 – 11, 2008. China.

- 
- [ 18 ] OGDEN, J. M. **Review of small stationary reformers for hydrogen production.** Center for energy and environment studies – Princeton University. 2001.
- [ 19 ] PETROBRAS – AB-RE/TR/STCE. **Avaliação da Gaseificação como Alternativa Tecnológica para Aproveitamento de Resíduos de Petróleo nas Refinarias.** 08/04/2009
- [ 20 ] RAO, A. D. **Integrated gasification combined cycle (IGCC): coal- and biomass-based.** Encyclopedia of Energy Engineering and Technology, p. 906 – 913, volume II. 2007.
- [ 21 ] ROJAS, S. P. **Análise exergética, termoeconômica e ambiental de um sistema de geração de energia. Estudo de caso: Usina Termoelétrica UTE – Rio Madeira.** Brasília, 2007.
- [ 22 ] SEMA – Secretaria do Estado do Meio Ambiente e Recursos Hídricos. Resolução **SEMA nº 054/06.** Paraná, 2006.
- [ 23 ] SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à termodinâmica da engenharia química.** Editora LTC, Quinta edição, p. 240 – 260. Rio de Janeiro: 2000.
- [ 24 ] STASSEN, H. E. **Small scale biomass gasifiers for heat and power. A global review.** World Bank Technical Paper, n. 296, Energy Series.
- [ 25 ] US Energy Information Administration – EIA web site ([www.eia.doe.gov](http://www.eia.doe.gov)) 05/11/2009.
- [ 26 ] XAVIER, G., M.; BOAVENTURA, K. M.; FARIA, M. D. C.; BERNARDO, L. F. J. **On the use of H<sub>2</sub> from renewable sources in the refinery of the future.** XVII Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2008.

- [ 27 ] ZAPAROWSKI, B. **Analysis of energy-conversion processes in gas-steam power-plants integrated with coal gasification.** Applied Energy 74, p. 297 – 304, 2003. Poland.
- [ 28 ] WEISHAUPT, R. **Consider updates for gasification process: improvements for purification and CO conversion increase reliability of syngas process.** Hydrocarbon Processing, p. 47-50. July 2006.
- [ 29 ] WINTERBONE, D. E. **Advanced thermodynamics for engineers.** UMIST – Department of Mechanical Engineering. Chaps. 2 and 4. London: 1997.

## 7 ANEXOS

Tabela 7.1 – Base de dados para estudo de caso – Parte 1

	Pernis	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5	CASO 6	CASO 7	CASO 8	CASO 9	CASO 10	CASO 11
<b>Hidrogénio</b>	t/h	11,9	0,5	1,5	2,0	5,0	10,0	0,5	1,0	1,5	2,0	5,0
<b>Energia elétrica</b>	MW	116,5	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0
<b>Vapor de alta pressão exportado</b>	t/h	0	-2,5	-0,1	2,3	4,6	18,8	42,4	-7,3	-4,9	-0,2	14,0
<b>Matérias primas</b>												
Óleo	t/h	68,8	3,7	5,8	7,9	10,0	22,4	43,2	5,4	7,5	9,6	24,1
Oxigénio (99,5% vol)	t/h	65,3	3,6	5,5	7,5	9,5	21,3	41,1	5,1	7,1	9,1	22,9
Vapor d'água	t/h	34,4	1,9	2,9	3,9	5,0	11,2	21,6	2,7	3,7	4,8	12,1
<b>Gás de síntese (após cooler)</b>												
Vazão	t/h	168,4	9,2	14,3	19,3	24,4	55,0	105,9	13,2	18,3	23,4	59,0
<b>Gás de síntese tratado</b>												
Vazão	t/h	153,3	8,3	13,0	17,6	22,2	50,0	96,3	12,1	16,7	21,3	53,7
Vazão para turbina a gás	t/h	43,3	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	7,4	7,4	7,4	7,4
Vazão para shift	t/h	110,0	4,6	9,3	13,9	18,5	46,3	92,6	4,6	9,3	13,9	46,3
<b>Geração de hidrogénio (Shift)</b>												
H2 da gaseificação	t/h	5,0	0,2	0,4	0,6	0,8	2,1	4,2	0,2	0,4	0,6	2,1
H2 do shift	t/h	9,1	0,4	0,8	1,1	1,5	3,8	7,6	0,4	0,8	1,1	3,8
Consumo de vapor	t/h	44,0	1,9	3,7	5,6	7,4	18,5	37,1	1,9	3,7	5,6	18,5
<b>Vapor de alta pressão - PRODUÇÃO</b>												
- Gaseificador e cooler (saturado)	t/h	161,7	8,8	13,7	18,6	23,5	52,8	101,6	12,7	17,6	22,5	56,7
- Reator de shift (saturado)	t/h	16,0	0,7	1,3	2,0	2,7	6,7	13,4	0,7	1,3	2,0	6,7
- HRSG*	t/h	27,0	2,3	2,3	2,3	2,3	2,3	2,3	4,6	4,6	4,6	4,6
Total superaquecido na HRSG	t/h	204,7	11,8	17,4	22,9	28,5	61,8	117,4	18,0	23,6	29,1	68,1
<b>Vapor de alta pressão - CONSUMO</b>												
- Gaseificador	t/h	34,4	1,9	2,9	3,9	5,0	11,2	21,6	2,7	3,7	4,8	12,1
- Reator de shift	t/h	44,0	1,9	3,7	5,6	7,4	18,5	37,1	1,9	3,7	5,6	18,5
- Turbina a vapor	t/h	126,3	10,5	10,8	11,1	11,4	13,2	16,3	20,7	21,0	21,3	23,5
Total	t/h	204,7	14,2	17,4	20,6	23,8	43,0	75,0	25,3	28,5	31,7	54,1
<b>Energia elétrica - PRODUÇÃO</b>												
- Turbina a gás	MW	86,1	7,2	7,4	7,6	7,8	9,0	11,1	14,1	14,4	14,6	16,0
- Turbina a vapor	MW	40,4	3,4	3,5	3,6	3,7	4,2	5,2	6,6	6,7	6,8	7,5
<b>Energia elétrica - CONSUMO</b>												
- Consumo interno	MW	10,0	0,5	0,8	1,1	1,5	3,3	6,3	0,8	1,1	1,4	3,5
<b>Produtos</b>												
Hidrogénio (98,4% v/v base seca)	t/h	11,9	0,5	1,0	1,5	2,0	5,0	10,0	0,5	1,0	1,5	5,0
Energia elétrica	MW	116,5	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	20,0	20,0	20,0	20,0
Vapor de alta pressão	t/h	0,0	-2,5	-0,1	2,3	4,6	18,8	42,4	-7,3	-4,9	-0,2	14,0

Tabela 7.2 – Base de dados para estudo de caso – Parte 2

	CASO 12	CASO 13	CASO 14	CASO 15	CASO 16	CASO 17	CASO 18	CASO 19	CASO 20	CASO 21
<b>Hidrogênio</b>	10,0	0,5	1,0	1,5	2,0	5,0	10,0	0,5	1,0	1,5
<b>Energia elétrica</b>	20,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	40,0	40,0	40,0
<b>Vapor de alta pressão exportado</b>	37,6	-12,1	-9,7	-7,4	-5,0	9,2	32,8	-16,9	-14,5	-12,2
<b>Matérias primas</b>										
Óleo	44,9	7,1	9,2	11,2	13,3	25,8	46,6	8,7	10,8	12,9
Oxigênio (99,5% vol)	42,6	6,7	8,7	10,7	12,6	24,5	44,2	8,3	10,3	12,3
Vapor d'água	22,4	3,5	4,6	5,6	6,7	12,9	23,3	4,4	5,4	6,4
<b>Gás de síntese (após cooler)</b>										
Vazão	109,9	17,3	22,4	27,5	32,6	63,1	114,0	21,4	26,5	31,6
<b>Gás de síntese tratado</b>										
Vazão	100,1	15,8	20,4	25,0	29,7	57,5	103,8	19,5	24,1	28,7
Vazão para turbina a gás	7,4	11,1	11,1	11,1	11,1	11,1	11,1	14,8	14,8	14,8
Vazão para shift	92,6	4,6	9,3	13,9	18,5	46,3	92,6	4,6	9,3	13,9
<b>Geração de hidrogênio (Shift)</b>										
H2 da gaseificação	4,2	0,2	0,4	0,6	0,8	2,1	4,2	0,2	0,4	0,6
H2 do shift	7,6	0,4	0,8	1,1	1,5	3,8	7,6	0,4	0,8	1,1
Consumo de vapor	37,1	1,9	3,7	5,6	7,4	18,5	37,1	1,9	3,7	5,6
<b>Vapor de alta pressão - PRODUÇÃO</b>										
- Gaseificador e cooler (saturado)	105,5	16,6	21,5	26,4	31,3	60,6	109,5	20,6	25,4	30,3
- Reator de shift (saturado)	13,4	0,7	1,3	2,0	2,7	6,7	13,4	0,7	1,3	2,0
- HRSG *	4,6	7,0	7,0	7,0	7,0	7,0	7,0	9,3	9,3	9,3
Total superaquecido na HRSG	123,6	24,3	29,8	35,4	40,9	74,3	129,9	30,5	36,1	41,6
<b>Vapor de alta pressão - CONSUMO</b>										
- Gaseificador	22,4	3,5	4,6	5,6	6,7	12,9	23,3	4,4	5,4	6,4
- Reator de shift	37,1	1,9	3,7	5,6	7,4	18,5	37,1	1,9	3,7	5,6
- Turbina a vapor	26,5	31,0	31,3	31,6	31,9	33,7	36,7	41,2	41,5	41,8
Total	86,0	36,4	39,6	42,7	45,9	65,1	97,1	47,4	50,6	53,8
<b>Energia elétrica - PRODUÇÃO</b>										
- Turbina a gás	18,1	21,1	21,3	21,5	21,7	23,0	25,0	28,1	28,3	28,5
- Turbina a vapor	8,5	9,9	10,0	10,1	10,2	10,8	11,7	13,2	13,3	13,4
<b>Energia elétrica - CONSUMO</b>										
- Consumo interno	6,5	1,0	1,3	1,6	1,9	3,7	6,8	1,3	1,6	1,9
<b>Produtos</b>										
Hidrogênio (98,4% v/v base seca)	10,0	0,5	1,0	1,5	2,0	5,0	10,0	0,5	1,0	1,5
Energia elétrica	20,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	40,0	40,0	40,0
Vapor de alta pressão	37,6	-12,1	-9,7	-7,4	-5,0	9,2	32,8	-16,9	-14,5	-12,2

Tabela 7.3 – Base de dados para estudo de caso – Parte 3

	CASO 22	CASO 23	CASO 24	CASO 25	CASO 26	CASO 27	CASO 28	CASO 29	CASO 30
<b>Hidrogênio</b>	2,0	5,0	10,0	0,5	1,0	1,5	2,0	5,0	10,0
<b>Energia elétrica</b>	40,0	40,0	40,0	50,0	50,0	50,0	50,0	50,0	50,0
<b>Vapor de alta pressão exportado</b>	-9,8	4,4	28,0	-21,7	-19,4	-17,0	-14,6	-0,5	23,2
<b>Matérias primas</b>									
Óleo	15,0	27,4	48,2	10,4	12,5	14,6	16,6	29,1	49,9
Oxigênio (99,5% vol)	14,2	26,1	45,8	9,9	11,9	13,8	15,8	27,6	47,4
Vapor d'água	7,5	13,7	24,1	5,2	6,2	7,3	8,3	14,6	24,9
<b>Gás de síntese (após cooler)</b>									
Vazão	36,7	67,2	118,1	25,5	30,6	35,7	40,8	71,3	122,2
<b>Gás de síntese tratado</b>									
Vazão	33,4	61,2	107,5	23,2	27,8	32,5	37,1	64,9	111,2
Vazão para turbina a gás	14,8	14,8	14,8	18,6	18,6	18,6	18,6	18,6	18,6
Vazão para shift	18,5	46,3	92,6	4,6	9,3	13,9	18,5	46,3	92,6
<b>Geração de hidrogênio (Shift)</b>									
H2 da gaseificação	0,8	2,1	4,2	0,2	0,4	0,6	0,8	2,1	4,2
H2 do shift	1,5	3,8	7,6	0,4	0,8	1,1	1,5	3,8	7,6
Consumo de vapor	7,4	18,5	37,1	1,9	3,7	5,6	7,4	18,5	37,1
<b>Vapor de alta pressão - PRODUÇÃO</b>									
- Gaseificador e cooler (saturado)	35,2	64,5	113,4	24,5	29,4	34,2	39,1	68,4	117,3
- Reator de shift (saturado)	2,7	6,7	13,4	0,7	1,3	2,0	2,7	6,7	13,4
- HRSG *	9,3	9,3	9,3	11,6	11,6	11,6	11,6	11,6	11,6
Total superaquecido na HRSG	47,2	80,5	136,1	36,7	42,3	47,9	53,4	86,8	142,3
<b>Vapor de alta pressão - CONSUMO</b>									
- Gaseificador	7,5	13,7	24,1	5,2	6,2	7,3	8,3	14,6	24,9
- Reator de shift	7,4	18,5	37,1	1,9	3,7	5,6	7,4	18,5	37,1
- Turbina a vapor	42,1	43,9	46,9	51,4	51,7	52,0	52,3	54,1	57,1
Total	57,0	76,2	108,1	58,5	61,7	64,9	68,1	87,2	119,2
<b>Energia elétrica - PRODUÇÃO</b>									
- Turbina a gás	28,7	29,9	32,0	35,1	35,3	35,5	35,7	36,9	39,0
- Turbina a vapor	13,5	14,0	15,0	16,5	16,5	16,6	16,7	17,3	18,3
<b>Energia elétrica - CONSUMO</b>									
- Consumo interno	2,2	4,0	7,0	1,5	1,8	2,1	2,4	4,2	7,3
<b>Produtos</b>									
Hidrogênio (98,4% v/v base seca)	2,0	5,0	10,0	0,5	1,0	1,5	2,0	5,0	10,0
Energia elétrica	40,0	40,0	40,0	50,0	50,0	50,0	50,0	50,0	50,0
Vapor de alta pressão	-9,8	4,4	28,0	-21,7	-19,4	-17,0	-14,6	-0,5	23,2



Tabela 7.4 – Custo de implantação (planta de potência e geração de hidrogênio) – Parte 1

		<b>Pernis</b>	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>	<b>CASO 3</b>	<b>CASO 4</b>	<b>CASO 5</b>	<b>CASO 6</b>	<b>CASO 7</b>	<b>CASO 8</b>	<b>CASO 9</b>	<b>CASO 10</b>	
<b>Ciclo Rankine</b>	Sem CCS	Planta	58.250.000	5.000.000	5.000.000	5.000.000	5.000.000	5.000.000	10.000.000	10.000.000	10.000.000	10.000.000	
		UGH	132.219.367	33.090.256	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256	33.090.256	54.135.000	70.633.241	84.178.977
		<b>Total</b>	<b>190.469.367</b>	<b>38.090.256</b>	<b>75.633.241</b>	<b>89.178.977</b>	<b>135.830.940</b>	<b>146.206.763</b>	<b>43.090.256</b>	<b>43.090.256</b>	<b>64.135.000</b>	<b>80.633.241</b>	<b>94.178.977</b>
<b>Ciclo combinado</b>	Com CCS	Planta	93.200.000	8.000.000	8.000.000	8.000.000	8.000.000	8.000.000	16.000.000	16.000.000	16.000.000	16.000.000	
		UGH	132.219.367	33.090.256	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256	33.090.256	54.135.000	70.633.241	84.178.977
		<b>Total</b>	<b>225.419.367</b>	<b>41.090.256</b>	<b>78.633.241</b>	<b>92.178.977</b>	<b>138.830.940</b>	<b>149.206.763</b>	<b>49.090.256</b>	<b>49.090.256</b>	<b>70.135.000</b>	<b>86.633.241</b>	<b>100.178.977</b>
<b>IGCC</b>	Sem CCS	Planta	93.200.000	8.000.000	8.000.000	8.000.000	8.000.000	8.000.000	16.000.000	16.000.000	16.000.000	16.000.000	
		UGH	132.219.367	33.090.256	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256	33.090.256	54.135.000	70.633.241	84.178.977
		<b>Total</b>	<b>225.419.367</b>	<b>41.090.256</b>	<b>78.633.241</b>	<b>92.178.977</b>	<b>138.830.940</b>	<b>149.206.763</b>	<b>49.090.256</b>	<b>49.090.256</b>	<b>70.135.000</b>	<b>86.633.241</b>	<b>100.178.977</b>
<b>Ciclo combinado</b>	Com CCS	Planta	139.800.000	12.000.000	12.000.000	12.000.000	12.000.000	12.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000	
		UGH	132.219.367	33.090.256	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256	33.090.256	54.135.000	70.633.241	84.178.977
		<b>Total</b>	<b>272.019.367</b>	<b>45.090.256</b>	<b>82.633.241</b>	<b>96.178.977</b>	<b>142.830.940</b>	<b>153.206.763</b>	<b>57.090.256</b>	<b>57.090.256</b>	<b>78.135.000</b>	<b>94.633.241</b>	<b>108.178.977</b>
<b>IGCC</b>	Sem CCS	Planta	536.640.751	29.218.558	45.437.116	61.655.674	77.874.232	175.185.580	337.371.159	42.218.558	58.437.116	74.655.674	90.874.232
		Shift	26.443.873	6.618.051	10.827.000	16.835.795	26.166.188	28.241.353	6.618.051	6.618.051	10.827.000	14.126.648	16.835.795
		<b>Total</b>	<b>563.084.625</b>	<b>35.836.609</b>	<b>56.264.116</b>	<b>78.491.469</b>	<b>104.041.920</b>	<b>201.351.768</b>	<b>365.612.512</b>	<b>48.836.609</b>	<b>69.264.116</b>	<b>88.782.322</b>	<b>107.710.027</b>
<b>IGCC</b>	Com CCS	Planta	743.041.040	40.456.465	62.912.930	85.369.395	107.825.859	242.564.649	467.129.297	58.456.465	80.912.930	103.369.395	125.825.859
		Shift	26.443.873	6.618.051	10.827.000	14.126.648	16.835.795	26.166.188	28.241.353	6.618.051	10.827.000	14.126.648	16.835.795
		<b>Total</b>	<b>769.484.914</b>	<b>47.074.516</b>	<b>73.739.930</b>	<b>99.496.043</b>	<b>124.661.655</b>	<b>268.730.837</b>	<b>495.370.650</b>	<b>65.074.516</b>	<b>91.739.930</b>	<b>117.496.043</b>	<b>142.661.655</b>

Tabela 7.5 – Custo de implantação (planta de potência e geração de hidrogênio) – Parte 2

	CASO 11	CASO 12	CASO 13	CASO 14	CASO 15	CASO 16	CASO 17	CASO 18	CASO 19	CASO 20
Ciclo Rankine	Planta	10.000.000	10.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	20.000.000	20.000.000
	UGH	130.830.940	141.206.763	33.090.256	54.135.000	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256
	<b>Total</b>	<b>140.830.940</b>	<b>151.206.763</b>	<b>48.090.256</b>	<b>69.135.000</b>	<b>85.633.241</b>	<b>99.178.977</b>	<b>145.830.940</b>	<b>156.206.763</b>	<b>53.090.256</b>
Ciclo combinado	Planta	16.000.000	16.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000	32.000.000	32.000.000
	UGH	130.830.940	141.206.763	33.090.256	54.135.000	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256
	<b>Total</b>	<b>146.830.940</b>	<b>157.206.763</b>	<b>57.090.256</b>	<b>78.135.000</b>	<b>94.633.241</b>	<b>108.178.977</b>	<b>154.830.940</b>	<b>165.206.763</b>	<b>65.090.256</b>
Ciclo combinado	Planta	16.000.000	16.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000	32.000.000	32.000.000
	UGH	130.830.940	141.206.763	33.090.256	54.135.000	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256
	<b>Total</b>	<b>146.830.940</b>	<b>157.206.763</b>	<b>57.090.256</b>	<b>78.135.000</b>	<b>94.633.241</b>	<b>108.178.977</b>	<b>154.830.940</b>	<b>165.206.763</b>	<b>65.090.256</b>
IGCC	Planta	24.000.000	24.000.000	36.000.000	36.000.000	36.000.000	36.000.000	36.000.000	48.000.000	48.000.000
	UGH	130.830.940	141.206.763	33.090.256	54.135.000	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256
	<b>Total</b>	<b>154.830.940</b>	<b>165.206.763</b>	<b>69.090.256</b>	<b>90.135.000</b>	<b>106.633.241</b>	<b>120.178.977</b>	<b>166.830.940</b>	<b>177.206.763</b>	<b>81.090.256</b>
IGCC	Planta	188.185.580	350.371.159	55.218.558	71.437.116	87.655.674	103.874.232	201.185.580	363.371.159	68.218.558
	Shift	26.166.188	28.241.353	6.618.051	10.827.000	14.126.648	16.835.795	26.166.188	28.241.353	6.618.051
	<b>Total</b>	<b>214.351.768</b>	<b>378.612.512</b>	<b>61.836.609</b>	<b>82.264.116</b>	<b>101.782.322</b>	<b>120.710.027</b>	<b>227.351.768</b>	<b>391.612.512</b>	<b>74.836.609</b>
IGCC	Planta	260.564.649	485.129.297	76.456.465	98.912.930	121.369.395	143.825.859	278.564.649	503.129.297	94.456.465
	Shift	26.166.188	28.241.353	6.618.051	10.827.000	14.126.648	16.835.795	26.166.188	28.241.353	6.618.051
	<b>Total</b>	<b>286.730.837</b>	<b>513.370.650</b>	<b>83.074.516</b>	<b>109.739.930</b>	<b>135.496.043</b>	<b>160.661.655</b>	<b>304.730.650</b>	<b>531.370.650</b>	<b>101.074.516</b>

Tabela 7.6 – Custo de implantação (planta de potência e geração de hidrogênio) – Parte 3

	CASO 21	CASO 22	CASO 23	CASO 24	CASO 25	CASO 26	CASO 27	CASO 28	CASO 29	CASO 30	CASO 30
<b>Ciclo Rankine</b>	Sem CCS	20.000.000	20.000.000	20.000.000	20.000.000	25.000.000	25.000.000	25.000.000	25.000.000	25.000.000	25.000.000
	UGH	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	141.206.763
	<b>Total</b>	<b>90.633.241</b>	<b>104.178.977</b>	<b>150.830.940</b>	<b>161.206.763</b>	<b>58.090.256</b>	<b>95.633.241</b>	<b>109.178.977</b>	<b>155.830.940</b>	<b>166.206.763</b>	<b>166.206.763</b>
<b>Ciclo combinado</b>	Sem CCS	32.000.000	32.000.000	32.000.000	32.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000
	UGH	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	141.206.763
	<b>Total</b>	<b>102.633.241</b>	<b>116.178.977</b>	<b>162.830.940</b>	<b>173.206.763</b>	<b>73.090.256</b>	<b>110.633.241</b>	<b>124.178.977</b>	<b>170.830.940</b>	<b>181.206.763</b>	<b>181.206.763</b>
<b>IGCC</b>	Sem CCS	48.000.000	48.000.000	48.000.000	48.000.000	60.000.000	60.000.000	60.000.000	60.000.000	60.000.000	60.000.000
	UGH	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	33.090.256	70.633.241	84.178.977	130.830.940	141.206.763	141.206.763
	<b>Total</b>	<b>118.633.241</b>	<b>132.178.977</b>	<b>178.830.940</b>	<b>189.206.763</b>	<b>93.090.256</b>	<b>130.633.241</b>	<b>144.178.977</b>	<b>190.830.940</b>	<b>201.206.763</b>	<b>201.206.763</b>
<b>IGCC</b>	Sem CCS	100.655.674	116.874.232	214.185.580	376.371.159	81.218.558	113.655.674	129.874.232	227.185.580	389.371.159	389.371.159
	Shift	14.126.648	16.835.795	26.166.188	28.241.353	6.618.051	14.126.648	16.835.795	26.166.188	28.241.353	28.241.353
	<b>Total</b>	<b>114.782.322</b>	<b>133.710.027</b>	<b>240.351.768</b>	<b>404.612.512</b>	<b>87.836.609</b>	<b>108.264.116</b>	<b>127.782.322</b>	<b>146.710.027</b>	<b>253.351.768</b>	<b>417.612.512</b>
<b>IGCC</b>	Sem CCS	139.369.395	161.825.859	296.564.649	521.129.297	112.456.465	134.912.930	157.369.395	179.825.859	314.564.649	539.129.297
	Shift	14.126.648	16.835.795	26.166.188	28.241.353	6.618.051	10.827.000	14.126.648	16.835.795	26.166.188	28.241.353
	<b>Total</b>	<b>153.496.043</b>	<b>178.661.655</b>	<b>322.730.837</b>	<b>549.370.650</b>	<b>119.074.516</b>	<b>145.739.930</b>	<b>171.496.043</b>	<b>196.661.655</b>	<b>340.730.837</b>	<b>567.370.650</b>

Tabela 7.7 – Consumo de matérias primas e combustíveis para os casos em estudo – Parte 1

		Pernis	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5	CASO 6	CASO 7	CASO 8	CASO 9	CASO 10	
<b>Ciclo Rankine</b>	Sem CCS	30%	91,7	7,8	10,5	13,3	29,9	57,6	7,2	10,0	12,8	15,5	
		t/h OC	5,0	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	
	Com CCS	25%	110,0	9,3	12,6	16,0	35,9	69,2	8,7	12,0	15,3	18,6	
		t/h OC	6,0	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	
	<b>Ciclo combinado</b>	Sem CCS	50%	55,0	4,7	6,3	8,0	18,0	34,6	4,3	6,0	7,7	9,3
			t/h OC	3,0	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4
Com CCS		35%	78,6	6,7	9,0	11,4	25,6	49,4	6,2	8,6	10,9	13,3	
		t/h OC	4,3	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	
Sem CCS caso base		40%	68,8	5,8	7,9	10,0	22,4	43,2	5,4	7,5	9,6	11,6	
		t/h OC	3,7	5,8	7,9	10,0	22,4	43,2	5,4	7,5	9,6	11,6	
<b>IGCC</b>	Com CCS	35%	74,6	6,3	8,6	10,8	24,4	46,9	5,9	8,1	10,4	12,6	
		t/h OC	4,1	6,3	8,6	10,8	24,4	46,9	5,9	8,1	10,4	12,6	
			4,3	6,7	9,0	11,4	25,6	49,4	6,2	8,6	10,9	13,3	

Tabela 7.8 – Consumo de matérias primas e combustíveis para os casos em estudo – Parte 2

		CASO 11	CASO 12	CASO 13	CASO 14	CASO 15	CASO 16	CASO 17	CASO 18	CASO 19	CASO 20	
<b>Ciclo Rankine</b>	Sem CCS	30%										
		t/h OC	32,1	59,8	9,4	12,2	15,0	17,7	34,4	62,1	11,7	14,4
	t/h GN	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	
	Com CCS	25%										
t/h OC		38,6	71,8	11,3	14,6	18,0	21,3	41,2	74,5	14,0	17,3	
t/h GN	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2		
<b>Ciclo combinado</b>	Sem CCS	50%										
		t/h OC	19,3	35,9	5,7	7,3	9,0	10,6	20,6	37,2	7,0	8,7
	t/h GN	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	
	Com CCS	35%										
t/h OC		27,6	51,3	8,1	10,5	12,8	15,2	29,5	53,2	10,0	12,4	
t/h GN	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2		
<b>IGCC</b>	Sem CCS caso base	40%										
		t/h OC	24,1	44,9	7,1	9,2	11,2	13,3	25,8	46,6	8,7	10,8
	Com CCS	35%										
		t/h O2	26,2	48,7	7,7	9,9	12,2	14,4	28,0	50,5	9,5	11,7
t/h OC	27,6	51,3	8,1	10,5	12,8	15,2	29,5	53,2	10,0	12,4		

Tabela 7.9 – Consumo de matérias primas e combustíveis para os casos em estudo – Parte 3

		CASO 21	CASO 22	CASO 23	CASO 24	CASO 25	CASO 26	CASO 27	CASO 28	CASO 29	CASO 30
<b>Ciclo Rankine</b>	<b>30%</b>										
	Sem CCS	t/h OC 17,2	20,0	36,6	64,3	13,9	16,6	19,4	22,2	38,8	66,5
	t/h GN	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2
	<b>25%</b>										
	Com CCS	t/h OC 20,6	24,0	43,9	77,1	16,6	20,0	23,3	26,6	46,6	79,8
	t/h GN	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2
<b>Ciclo combinado</b>	<b>50%</b>										
	Sem CCS	t/h OC 10,3	12,0	22,0	38,6	8,3	10,0	11,6	13,3	23,3	39,9
	t/h GN	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2
	<b>35%</b>										
	Com CCS	t/h OC 14,7	17,1	31,4	55,1	11,9	14,3	16,6	19,0	33,3	57,0
	t/h GN	3,3	4,4	11,1	22,2	1,1	2,2	3,3	4,4	11,1	22,2
<b>IGCC</b>	<b>40%</b>										
	Sem CCS caso base	t/h OC 12,9	15,0	27,4	48,2	10,4	12,5	14,6	16,6	29,1	49,9
	<b>35%</b>										
	Com CCS	t/h O2 14,0	16,3	29,8	52,4	11,3	13,6	15,8	18,1	31,6	54,2
	t/h OC	14,7	17,1	31,4	55,1	11,9	14,3	16,6	19,0	33,3	57,0

Tabela 7.10 – Matriz de balanço econômico operacional para os casos em estudo (US\$/h) – IGCC sem CCS

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z	AA
1	-135	115	365	-509	-259	-9	-883	-633	-383	-60	190	440	-434	-184	66	-808	-558	-308	15	265	515	-359	-109	141	-733	-483	-233
2	-190	60	310	-772	-522	-272	-1354	-1104	-854	-40	210	460	-622	-372	-122	-1204	-954	-704	110	360	610	-472	-222	28	-1054	-804	-554
3	-245	5	255	-1035	-785	-535	-1825	-1575	-1325	-20	230	480	-810	-560	-310	-1600	-1350	-1100	205	455	705	-585	-335	-85	-1375	-1125	-875
4	-301	-51	199	-1298	-1048	-798	-2296	-2046	-1796	-1	249	499	-998	-748	-498	-1996	-1746	-1496	299	549	799	-698	-448	-198	-1696	-1446	-1196
5	-632	-382	-132	-2877	-2627	-2377	-5121	-4871	-4621	118	368	618	-2127	-1877	-1627	-4371	-4121	-3871	868	1118	1368	-1377	-1127	-877	-3621	-3371	-3121
6	-1185	-935	-685	-5507	-5257	-5007	-9830	-9580	-9330	315	565	815	-4007	-3757	-3507	-8330	-8080	-7830	1815	2065	2315	-2507	-2257	-2007	-6830	-6580	-6330
7	-214	286	786	-755	-255	245	-1296	-796	-296	-139	361	861	-680	-180	320	-1221	-721	-221	-64	436	936	-605	-105	395	-1146	-646	-146
8	-269	231	731	-1018	-518	-18	-1767	-1267	-767	-119	381	881	-868	-368	132	-1617	-1117	-617	31	531	1031	-718	-218	282	-1467	-967	-467
9	-325	175	675	-1281	-781	-281	-2237	-1737	-1237	-100	400	900	-1056	-556	-56	-2012	-1512	-1012	125	625	1125	-831	-331	169	-1787	-1287	-787
10	-380	120	620	-1544	-1044	-544	-2708	-2208	-1708	-80	420	920	-1244	-744	-244	-2408	-1908	-1408	220	720	1220	-944	-444	56	-2108	-1608	-1108
11	-712	-212	288	-3123	-2623	-2123	-5533	-5033	-4533	38	538	1038	-2373	-1873	-1373	-4783	-4283	-3783	788	1288	1788	-1623	-1123	-623	-4033	-3533	-3033
12	-1265	-765	-265	-5753	-5253	-4753	-10242	-9742	-9242	235	735	1235	-4253	-3753	-3253	-8742	-8242	-7742	1735	2235	2735	-2753	-2253	-1753	-7242	-6742	-6242
13	-293	457	1207	-1001	-251	499	-1708	-958	-208	-218	532	1282	-926	-176	574	-1633	-883	-133	-143	607	1357	-851	-101	649	-1558	-808	-58
14	-349	401	1151	-1264	-514	236	-2179	-1429	-679	-199	551	1301	-1114	-364	386	-2029	-1279	-529	-49	701	1451	-964	-214	536	-1879	-1129	-379
15	-404	346	1096	-1527	-777	-27	-2650	-1900	-1150	-179	571	1321	-1302	-552	198	-2425	-1675	-925	46	796	1546	-1077	-327	423	-2200	-1450	-700
16	-459	291	1041	-1790	-1040	-290	-3121	-2371	-1621	-159	591	1341	-1490	-740	10	-2821	-2071	-1321	141	881	1641	-1190	-440	310	-2521	-1771	-1021
17	-791	-41	709	-3368	-2618	-1868	-5946	-5196	-4446	-41	709	1459	-2618	-1868	-1118	-5196	-4446	-3696	709	1459	2209	-1868	-1118	-368	-4446	-3696	-2946
18	-1344	-594	156	-5999	-5249	-4499	-10654	-9904	-9154	156	906	1656	-4499	-3749	-2999	-9154	-8404	-7654	1656	2406	3156	-2999	-2249	-1499	-7654	-6904	-6154
19	-373	627	1627	-1247	-247	753	-2120	-1120	-120	-298	702	1702	-1172	-172	828	-2045	-1045	-45	-223	777	1777	-1097	-97	903	-1970	-970	30
20	-428	572	1572	-1510	-510	490	-2591	-1591	-591	-278	722	1722	-1360	-360	640	-2441	-1441	-441	-128	872	1872	-1210	-210	790	-2291	-1291	-291
21	-483	517	1517	-1773	-773	227	-3062	-2062	-1062	-258	742	1742	-1548	-548	452	-2837	-1837	-837	-33	967	1967	-1323	-323	677	-2612	-1612	-612
22	-538	482	1482	-2036	-1036	-36	-3633	-2533	-1533	-238	762	1762	-1736	-736	264	-3233	-2233	-1233	62	1062	2062	-1436	-436	564	-2933	-1933	-933
23	-870	130	1130	-3614	-2614	-1614	-6358	-5358	-4358	-120	880	1880	-2864	-1864	-864	-5608	-4608	-3608	630	1630	2630	-2114	-1114	-114	-4858	-3858	-2858
24	-1423	-423	577	-6245	-5245	-4245	-11067	-10067	-9067	77	1077	2077	-4745	-3745	-2745	-9567	-8567	-7567	1577	2577	3577	-3245	-2245	-1245	-8067	-7067	-6067
25	-452	798	2048	-1492	-242	1008	-2533	-1283	-33	-377	873	2123	-1417	-167	1083	-2458	-1208	42	-302	948	2198	-1342	-92	1158	-2383	-1133	117
26	-507	743	1993	-1755	-505	745	-3004	-1754	-504	-357	893	2143	-1605	-355	895	-2854	-1604	-354	-207	1043	2293	-1455	-205	1045	-2783	-1454	-204
27	-563	687	1937	-2019	-769	481	-3475	-2225	-975	-338	912	2162	-1794	-544	706	-3250	-2000	-750	-113	1137	2387	-1569	-319	931	-3025	-1775	-525
28	-618	632	1882	-2282	-1032	218	-3945	-2895	-1445	-318	932	2182	-1982	-732	518	-3645	-2395	-1145	-18	1232	2482	-1682	-432	818	-3345	-2095	-845
29	-950	300	1550	-3860	-2610	-1360	-6771	-5521	-4271	-200	1050	2300	-3110	-1860	-610	-6021	-4771	-3521	550	1800	3050	-2360	-1110	140	-5271	-4021	-2771
30	-1503	-253	997	-6491	-5241	-3991	-11479	-10229	-8979	-3	1247	2497	-4991	-3741	-2491	-9979	-8729	-7479	1497	2747	3997	-3491	-2241	-991	-8479	-7229	-5979

Tabela 7.11 – Matriz de balanço econômico operacional para os casos em estudo (US\$/h) – IGCC com CCS

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z	AA	
1	-290	-40	210	-717	-467	-217	-1145	-895	-645	-215	35	285	-642	-392	-142	-1070	-820	-570	-140	110	360	-567	-317	-67	-995	-745	-495	
2	-431	-181	69	-1096	-846	-596	-1762	-1512	-1262	-281	-31	219	-946	-696	-446	-1612	-1362	-1112	-131	119	369	-796	-546	-296	-1462	-1212	-962	
3	-572	-322	-72	-1475	-1225	-975	-2378	-2128	-1878	-347	-97	153	-1250	-1000	-750	-2163	-1903	-1653	-122	128	378	-1025	-775	-525	-1928	-1678	-1428	
4	-714	-464	-214	-1854	-1604	-1354	-2994	-2744	-2494	-414	-164	86	-1554	-1304	-1054	-2694	-2444	-2194	-114	136	386	-1254	-1004	-754	-2394	-2144	-1894	
5	-1562	-1312	-1062	-4127	-3877	-3627	-6692	-6442	-6192	-812	-562	-312	-3377	-3127	-2877	-5942	-5692	-5442	-62	188	438	-2627	-2377	-2127	-5192	-4942	-4692	
6	-2976	-2726	-2476	-7916	-7666	-7416	-12855	-12605	-12355	-1476	-1226	-976	-6416	-6166	-5916	-11355	-11105	-10855	24	274	524	-4916	-4666	-4416	-9855	-9605	-9355	
7	-438	62	562	-1056	-556	-56	-1674	-1174	-674	-363	137	637	-981	-481	19	-1599	-1099	-599	-288	212	712	-906	-406	94	-1524	-1024	-524	
8	-579	-79	421	-1435	-935	-435	-2291	-1791	-1291	-429	71	571	-1285	-785	-285	-2141	-1641	-1141	-279	221	721	-1135	-635	-135	-1991	-1491	-991	
9	-721	-221	279	-1814	-1314	-814	-2907	-2407	-1907	-496	4	504	-1589	-1089	-589	-2682	-2182	-1682	-271	229	729	-1364	-864	-364	-2457	-1957	-1457	
10	-862	-362	138	-2193	-1693	-1193	-3623	-3023	-2523	-562	-62	438	-1893	-1393	-893	-3223	-2723	-2223	-262	238	738	-1593	-1093	-593	-2923	-2423	-1923	
11	-1710	-1210	-710	-4466	-3966	-3466	-7221	-6721	-6221	-960	-460	40	-3716	-3216	-2716	-6471	-5971	-5471	-210	290	790	-2966	-2466	-1966	-5721	-5221	-4721	
12	-3124	-2624	-2124	-8254	-7754	-7254	-13384	-12884	-12384	-1624	-1124	239	989	-1320	-570	180	-2128	-11384	-10884	-124	376	876	-5254	-4754	-4254	-10384	-9884	-9384
13	-586	164	914	-1395	-645	105	-2203	-1453	-703	-511	239	989	-1320	-570	180	-2128	-11384	-10884	-436	314	1064	-1245	-495	255	-2053	-1503	-553	
14	-728	22	772	-1774	-1024	-274	-2820	-2070	-1320	-578	172	922	-1624	-874	-124	-2670	-1920	-1170	-428	322	1072	-1474	-724	26	-2520	-1770	-1020	
15	-869	-119	631	-2152	-1402	-652	-3436	-2686	-1936	-644	106	856	-1927	-1177	-427	-3211	-2461	-1711	-419	331	1081	-1702	-952	-202	-2986	-2236	-1486	
16	-1010	-260	490	-2531	-1781	-1031	-4052	-3302	-2552	-710	40	790	-2231	-1481	-731	-3752	-3002	-2252	-410	340	1090	-1931	-1181	-431	-3452	-2702	-1952	
17	-1859	-1109	-359	-4804	-4054	-3304	-7750	-7000	-6250	-1109	-359	391	-4054	-3304	-2554	-7000	-6250	-5500	-359	391	1141	-3304	-2554	-1804	-6250	-5500	-4750	
18	-3273	-2523	-1773	-8593	-7843	-7093	-13913	-13163	-12413	-1773	-1023	-273	-7093	-6343	-5593	-12413	-11663	-10913	-273	477	1227	-5593	-4843	-4093	-10913	-10163	-9413	
19	-735	265	1265	-1733	-733	267	-2732	-1732	-732	-660	340	1340	-1658	-658	342	-2657	-1657	-657	-585	415	1415	-1583	-583	417	-2582	-1582	-582	
20	-876	124	1124	-2112	-1112	-112	-3349	-2349	-1349	-726	274	1274	-1962	-962	38	-3199	-2199	-1199	-576	424	1424	-1812	-812	188	-3049	-2049	-1049	
21	-1017	-17	963	-2491	-1491	-491	-3965	-2965	-1965	-792	208	1208	-2266	-1266	-266	-3740	-2740	-1740	-567	433	1433	-2041	-1041	41	-3515	-2515	-1515	
22	-1159	-159	841	-2870	-1870	-870	-4581	-3581	-2581	-859	141	1141	-2570	-1570	-570	-4281	-3281	-2281	-559	441	1441	-2270	-1270	-270	-3981	-2981	-1981	
23	-2007	-1007	-7	-5143	-4143	-3143	-8279	-7279	-6279	-1257	-257	743	-4393	-3393	-2393	-7529	-6529	-5529	-507	493	1493	-3643	-2643	-1643	-6779	-5779	-4779	
24	-3421	-2421	-1421	-8931	-7931	-6931	-14442	-13442	-12442	-1921	-921	79	-7431	-6431	-5431	-12942	-11942	-10942	-421	579	1579	-5931	-4931	-3931	-11442	-10442	-9442	
25	-883	367	1617	-2072	-822	428	-3261	-2011	-761	-808	442	1692	-1997	-747	503	-3186	-1936	-686	-733	517	1767	-1922	-672	578	-3111	-1861	-611	
26	-1024	226	1476	-2451	-1201	49	-3878	-2628	-1378	-874	376	1626	-2301	-1051	199	-3728	-2478	-1228	-724	526	1776	-2151	-901	349	-3578	-2328	-1078	
27	-1166	84	1334	-2830	-1580	-330	-4494	-3244	-1994	-941	309	1559	-2605	-1355	-105	-4269	-3019	-1769	-716	534	1784	-2380	-1130	120	-4044	-2794	-1544	
28	-1307	-57	1193	-3209	-1959	-709	-5110	-3860	-2610	-1007	243	1493	-2909	-1659	-409	-4810	-3560	-2310	-707	543	1793	-2609	-1359	-109	-4510	-3260	-2010	
29	-2155	-905	345	-5482	-4232	-2982	-8808	-7558	-6308	-1405	-155	1095	-4732	-3482	-2232	-8058	-6808	-5558	-655	595	1845	-3982	-2732	-1482	-7308	-6058	-4808	
30	-3569	-2319	-1069	-9270	-8020	-6770	-14971	-13721	-12471	-2069	-819	431	-7770	-6520	-5270	-13471	-12221	-10971	-569	681	1931	-6270	-5020	-3770	-11971	-10721	-9471	



Tabela 7.12 – Matriz de balanço econômico operacional para os casos em estudo (US\$/h) – CR sem CCS

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z	AA
1	230	480	730	-270	-20	230	-769	-519	-269	138	388	638	-361	-111	139	-860	-610	-360	46	296	546	-453	-203	47	-952	-702	-452
2	278	528	778	-499	-249	1	-1275	-1025	-775	94	344	594	-682	-432	-182	-1458	-1208	-958	-89	161	411	-865	-615	-365	-1641	-1391	-1141
3	326	576	826	-728	-478	-228	-1781	-1531	-1281	51	301	551	-1003	-753	-503	-2056	-1806	-1556	-224	26	276	-1278	-1028	-778	-2331	-2081	-1831
4	374	624	874	-957	-707	-457	-2287	-2037	-1787	7	257	507	-1323	-1073	-823	-2654	-2404	-2154	-360	-110	140	-1690	-1440	-1190	-3020	-2770	-2520
5	662	912	1162	-2331	-2081	-1831	-5323	-5073	-4823	-255	-5	245	-3248	-2998	-2748	-6240	-5990	-5740	-1172	-922	-672	-4164	-3914	-3664	-7157	-6907	-6657
6	1142	1392	1642	-4621	-4371	-4121	-10384	-10134	-9884	-692	-442	-192	-6455	-6205	-5955	-12217	-11967	-11717	-2525	-2275	-2025	-8288	-8038	-7788	-14051	-13801	-13551
7	411	911	1411	-310	190	690	-1031	-531	-31	320	820	1320	-402	98	598	-1123	-623	-123	228	728	1228	-493	7	507	-1214	-714	-214
8	459	959	1459	-539	-39	461	-1537	-1037	-537	276	776	1276	-722	-222	278	-1721	-1221	-721	93	593	1093	-906	-406	94	-1904	-1404	-904
9	507	1007	1507	-768	-268	232	-2043	-1543	-1043	232	732	1232	-1043	-543	-43	-2318	-1818	-1318	-43	457	957	-1318	-818	-318	-2593	-2093	-1593
10	555	1055	1555	-997	-497	3	-2549	-2049	-1549	189	689	1189	-1364	-864	-364	-2916	-2416	-1916	-178	322	822	-1730	-1230	-730	-3283	-2783	-2283
11	843	1343	1843	-2371	-1871	-1371	-5586	-5086	-4586	-74	426	926	-3288	-2788	-2288	-6503	-6003	-5503	-990	-490	10	-4205	-3705	-3205	-7419	-6919	-6419
12	1323	1823	2323	-4662	-4162	-3662	-10647	-10147	-9647	-510	-10	490	-6495	-5995	-5495	-12480	-11980	-11480	-2344	-1844	-1344	-8328	-7828	-7328	-14313	-13813	-13313
13	593	1343	2093	-350	400	1150	-1294	-544	206	501	1251	2001	-442	308	1058	-1385	-635	115	409	1159	1909	-534	216	966	-1477	-727	23
14	641	1391	2141	-579	171	921	-1800	-1050	-300	457	1207	1957	-763	-13	737	-1983	-1233	-483	274	1024	1774	-946	-196	554	-2166	-1416	-666
15	689	1439	2189	-809	-59	691	-2306	-1556	-806	414	1164	1914	-1084	-334	416	-2581	-1831	-1081	139	889	1639	-1359	-609	141	-2856	-2106	-1356
16	737	1487	2237	-1038	-288	462	-2812	-2062	-1312	370	1120	1870	-1404	-654	96	-3179	-2429	-1679	3	753	1503	-1771	-1021	-271	-3645	-2795	-2045
17	1025	1775	2525	-2412	-1662	-912	-5848	-5098	-4348	108	858	1608	-3328	-2578	-1828	-6765	-6015	-5265	-809	-59	691	-4245	-3495	-2745	-7682	-6932	-6182
18	1505	2255	3005	-4702	-3952	-3202	-10909	-10159	-9409	-329	421	1171	-6536	-5786	-5036	-12743	-11993	-11243	-2162	-1412	-662	-8369	-7619	-6869	-14576	-13826	-13076
19	774	1774	2774	-391	609	1609	-1556	-556	444	683	1683	2683	-483	-83	517	-1648	-648	-352	591	1591	2591	-574	426	1426	-1739	-739	261
20	822	1822	2822	-620	380	1380	-2062	-1062	-62	639	1639	2639	-803	197	1197	-2246	-1246	-246	456	1456	2456	-967	13	1013	-2429	-1429	-429
21	870	1870	2870	-849	151	1151	-2568	-1568	-568	595	1595	2595	-1124	-124	876	-2843	-1843	-843	320	1320	2320	-1399	-399	601	-3118	-2118	-1118
22	918	1918	2918	-1078	-78	922	-3074	-2074	-1074	552	1552	2552	-1445	-445	555	-3441	-2441	-1441	185	1185	2185	-1811	-811	189	-3808	-2808	-1808
23	1206	2206	3206	-2452	-1452	-452	-6111	-5111	-4111	290	1290	2290	-3369	-2369	-1369	-7028	-6028	-5028	-627	373	1373	-4286	-3286	-2286	-7944	-6944	-5944
24	1686	2686	3686	-4743	-3743	-2743	-11172	-10172	-9172	-147	853	1853	-6576	-5576	-4576	-13005	-12005	-11005	-1980	-980	20	-8409	-7409	-6409	-14838	-13838	-12838
25	956	2206	3456	-431	819	2069	-1819	-569	681	864	2114	3364	-523	727	1977	-1910	-660	590	773	2023	3273	-615	635	1885	-2002	-752	498
26	1004	2254	3504	-660	590	1840	-2325	-1075	175	821	2071	3321	-844	406	1656	-2508	-1258	-8	637	1887	3137	-1027	223	1473	-2691	-1441	-191
27	1052	2302	3552	-899	361	1611	-2831	-1581	-331	777	2027	3277	-1164	86	1336	-3106	-1856	-606	502	1752	3002	-1439	-189	1061	-3381	-2131	-881
28	1100	2350	3600	-1118	132	1382	-3337	-2087	-837	733	1983	3233	-1485	-235	1015	-3704	-2454	-1204	367	1617	2867	-1852	-602	648	-4070	-2820	-1570
29	1388	2638	3888	-2493	-1243	7	-6373	-5123	-3873	471	1721	2971	-3409	-2159	-909	-7290	-6040	-4790	-445	805	2055	-4326	-3076	-1826	-8207	-6957	-5707
30	1868	3118	4368	-4783	-3533	-2283	-11434	-10184	-8934	35	1285	2535	-6616	-5366	-4116	-13268	-12018	-10768	-1799	-549	701	-8450	-7200	-5950	-15101	-13851	-12601

Tabela 7.13 – Matriz de balanço econômico operacional para os casos em estudo (US\$/h) – CR com CCS

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z	AA
1	130	380	630	-469	-219	31	-1068	-818	-568	38	288	538	-561	-311	-61	-1160	-910	-660	-54	196	446	652	-402	-152	-1251	-1001	-751
2	122	372	622	-809	-559	-309	-1740	-1490	-1240	-61	189	439	-992	-742	-492	-1924	-1674	-1424	-244	6	256	-1176	-926	-676	-2107	-1857	-1607
3	115	365	615	-1149	-899	-649	-2413	-2163	-1913	-160	90	340	-1424	-1174	-924	-2688	-2438	-2188	-435	-185	65	-1689	-1449	-1199	-2963	-2713	-2463
4	108	358	608	-1489	-1239	-989	-3085	-2835	-2585	-259	-9	241	-1855	-1605	-1355	-3452	-3202	-2952	-626	-376	-126	-2222	-1972	-1722	-3818	-3568	-3318
5	63	313	563	-3528	-3278	-3028	-7119	-6869	-6619	-854	-604	-354	-4445	-4195	-3945	-8035	-7785	-7535	-1770	-1520	-1270	-5361	-5111	-4861	-8952	-8702	-8452
6	-11	239	489	-6926	-6676	-6426	-13842	-13592	-13342	-1844	-1594	-1344	-8760	-8510	-8260	-15675	-15425	-15175	-3678	-3428	-3178	-10593	-10343	-10093	-17509	-17259	-17009
7	267	767	1267	-598	-98	402	-1464	-964	-464	175	675	1175	-690	-190	310	-1555	-1055	-555	84	584	1084	782	282	218	-1647	-1147	-647
8	260	760	1260	-938	-438	62	-2136	-1636	-1136	76	576	1076	-1122	-622	-122	-2319	-1819	-1319	-107	393	893	-1305	-805	-305	-2503	-2003	-1503
9	252	752	1252	-1278	-778	-278	-2808	-2308	-1808	-23	477	977	-1553	-1053	-553	-3083	-2583	-2083	-298	202	702	-1828	-1328	-828	-3358	-2858	-2358
10	245	745	1245	-1618	-1118	-618	-3481	-2981	-2481	-122	378	878	-1985	-1485	-985	-3847	-3347	-2847	-489	11	511	-2351	-1851	-1351	-4214	-3714	-3214
11	200	700	1200	-3657	-3157	-2657	-7515	-7015	-6515	-716	-216	284	-4574	-4074	-3574	-8431	-7931	-7431	-1633	-1133	-633	-5490	-4990	-4490	-9348	-8848	-8348
12	126	626	1126	-7056	-6556	-6056	-14238	-13738	-13238	-1707	-1207	-707	-8889	-8389	-7889	-16071	-15571	-15071	-3541	-3041	-2541	-10722	-10222	-9722	-17904	-17404	-16904
13	404	1154	1904	-728	22	772	-1860	-1110	-360	312	1062	1812	-819	-69	681	-1951	-1201	-451	221	971	1721	-911	-161	589	-2043	-1293	-543
14	397	1147	1897	-1068	-318	432	-2532	-1782	-1032	213	963	1713	-1251	-501	249	-2715	-1965	-1215	30	780	1530	-1434	-684	66	-2899	-2149	-1399
15	389	1139	1889	-1407	-657	93	-3204	-2454	-1704	114	864	1614	-1682	-932	-182	-3479	-2729	-1979	-161	589	1339	-1957	-1207	-457	-3754	-3004	-2254
16	382	1132	1882	-1747	-997	-247	-3876	-3126	-2376	15	765	1515	-2114	-1364	-614	-4243	-3493	-2743	-351	399	1149	-2481	-1731	-981	-4610	-3860	-3110
17	337	1087	1837	-3786	-3036	-2286	-7910	-7160	-6410	-579	171	921	-4703	-3953	-3203	-8827	-8077	-7327	-1496	-746	4	-5620	-4870	-4120	-9744	-8994	-8244
18	263	1013	1763	-7185	-6435	-5685	-14633	-13883	-13133	-1570	-820	-70	-9018	-8268	-7518	-16467	-15717	-14967	-3403	-2653	-1903	-10852	-10102	-9352	-18300	-17550	-16800
19	541	1541	2541	-857	143	1143	-2255	-1255	-255	450	1450	2450	-949	51	1051	-2347	-1347	-347	358	1358	2358	-1040	-40	960	-2439	-1439	-439
20	534	1534	2534	-1197	-197	803	-2928	-1928	-928	351	1351	2351	-1380	-380	620	-3111	-2111	-1111	167	1167	2167	-1564	-564	436	-3294	-2294	-1294
21	527	1527	2527	-1537	-537	463	-3600	-2600	-1600	252	1252	2252	-1812	-812	188	-3875	-2875	-1875	-23	977	1977	-2087	-1087	-87	-4150	-3150	-2150
22	519	1519	2519	-1877	-877	123	-4272	-3272	-2272	152	1152	2152	-2243	-1243	-243	-4639	-3639	-2639	-214	786	1786	-2610	-1610	-610	-5006	-4006	-3006
23	475	1475	2475	-3916	-2916	-1916	-8306	-7306	-6306	-442	558	1558	-4832	-3832	-2832	-9223	-8223	-7223	-1359	-359	641	-5749	-4749	-3749	-10139	-9139	-8139
24	401	1401	2401	-7314	-6314	-5314	-15029	-14029	-13029	-1433	-433	567	-9148	-8148	-7148	-16862	-15862	-14862	-3266	-2266	-1266	-10981	-9981	-8981	-18696	-17696	-16696
25	679	1929	3179	-986	264	1514	-2651	-1401	-151	587	1837	3087	-1078	172	1422	-2743	-1493	-243	495	1745	2995	-1170	80	1330	-2834	-1584	-334
26	671	1921	3171	-1326	-76	1174	-3323	-2073	-823	488	1738	2988	-1509	-259	991	-3507	-2257	-1007	304	1554	2804	-1693	-443	807	-3690	-2440	-1190
27	664	1914	3164	-1666	-416	834	-3996	-2746	-1496	389	1639	2889	-1941	-691	559	-4271	-3021	-1771	114	1364	2614	-2216	-966	284	-4546	-3296	-2046
28	656	1906	3156	-2006	-756	494	-4668	-3418	-2168	290	1540	2790	-2373	-1123	127	-5035	-3785	-2535	-77	1173	2423	-2739	-1489	-239	-5401	-4151	-2901
29	612	1862	3112	-4045	-2795	-1545	-8702	-7452	-6202	-305	945	2195	-4962	-3712	-2462	-9618	-8368	-7118	-1222	28	1278	-5878	-4628	-3378	-10535	-9285	-8035
30	538	1788	3038	-7444	-6194	-4944	-15425	-14175	-12925	-1296	-46	1204	-9277	-8027	-6777	-17258	-16008	-14758	-3129	-1879	-629	-11110	-9860	-8610	-19092	-17842	-16592

Tabela 7.14 – Matriz de balanço econômico operacional para os casos em estudo (US\$/h) – CC sem CCS

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z	AA
1	429	679	929	130	380	630	-170	80	330	338	588	838	38	288	538	-261	-11	239	246	496	746	-54	196	446	-353	-103	147
2	588	838	1088	122	372	622	-343	-93	157	405	655	905	-61	189	439	-527	-277	-27	221	471	721	-244	6	256	-710	-460	-210
3	747	997	1247	115	365	615	-517	-267	-17	472	722	972	-160	90	340	-792	-542	-292	197	447	697	-435	-185	65	-1067	-817	-567
4	906	1156	1406	108	358	608	-691	-441	-191	539	789	1039	-259	-9	241	-1057	-807	-557	172	422	672	-626	-376	-126	-1424	-1174	-924
5	1859	2109	2359	63	313	563	-1732	-1482	-1232	942	1192	1442	-854	-604	-354	-2649	-2399	-2149	25	275	525	-1770	-1520	-3428	-3178	-7135	-3066
6	3447	3697	3947	-11	239	489	-3469	-3219	-2969	1613	1863	2113	-1844	-1594	-1344	-5302	-5052	-4802	-220	30	280	-3678	-3428	-3178	-7135	-6885	-6635
7	700	1200	1700	267	767	1267	-166	334	834	608	1108	1608	175	675	1175	-257	243	743	516	1016	1516	84	584	1084	-349	151	651
8	858	1358	1858	260	760	1260	-339	161	661	675	1175	1675	76	576	1076	-523	-23	477	492	992	1492	-107	393	893	-706	-206	294
9	1017	1517	2017	252	752	1252	-513	-13	487	742	1242	1742	-23	477	977	-788	-288	212	467	967	1467	-298	202	702	-1063	-563	-63
10	1176	1676	2176	245	745	1245	-687	-187	313	809	1309	1809	-122	378	878	-1053	-563	-53	443	943	1443	-489	11	511	-1420	-920	-420
11	2129	2629	3129	200	700	1200	-1728	-1228	-728	1212	1712	2212	-716	-216	284	-2645	-2145	-1645	296	796	1296	-1633	-1133	-3041	-2541	-7131	-2562
12	3717	4217	4717	126	626	1126	-3465	-2965	-2465	1884	2384	2884	-1707	-1207	-707	-5298	-4798	-4298	50	550	1050	-3541	-3041	-2541	-7131	-6631	-6131
13	970	1720	2470	404	1154	1904	-162	588	1338	878	1628	2378	312	1062	1812	-263	497	1247	787	1537	2287	221	971	1721	-345	405	1155
14	1129	1879	2629	397	1147	1897	-335	415	1165	946	1696	2446	213	963	1713	-519	231	981	762	1512	2262	30	780	1530	-702	48	798
15	1288	2038	2788	389	1139	1889	-509	241	991	1013	1763	2513	114	864	1614	-784	-34	716	738	1488	2238	-161	589	1339	-1059	-309	441
16	1447	2197	2947	382	1132	1882	-683	67	817	1080	1830	2580	15	765	1515	-1049	-299	451	713	1463	2213	-351	399	1149	-1416	-666	84
17	2399	3149	3899	337	1087	1837	-1724	-974	-224	1483	2233	2983	-579	171	921	-2641	-1891	-1141	566	1316	2066	-1496	-746	4	-3558	-2808	-2058
18	3987	4737	5487	263	1013	1763	-3461	-2711	-1961	2154	2904	3654	-1570	-820	-70	-5294	-4544	-3794	321	1071	1821	-3403	-2653	-1903	-7128	-6378	-5628
19	1241	2241	3241	541	1541	2541	-158	842	1842	1149	2149	3149	450	1450	2450	-249	751	1751	1057	2057	3057	358	1358	2358	-341	659	1659
20	1399	2399	3399	534	1534	2534	-331	669	1669	1216	2216	3216	351	1351	2351	-515	485	1485	1033	2033	3033	167	1167	2167	-698	302	1302
21	1558	2558	3558	527	1527	2527	-505	495	1495	1283	2283	3283	252	1252	2252	-780	220	1220	1008	2008	3008	-23	977	1977	-1055	-55	945
22	1717	2717	3717	519	1519	2519	-679	321	1321	1350	2350	3350	152	1152	2152	-1045	-45	955	984	1984	2984	-214	786	1786	-1412	-412	588
23	2670	3670	4670	475	1475	2475	-1721	-721	279	1753	2753	3753	-442	568	1558	-2637	-1637	-637	836	1836	2836	-1359	-359	641	-3554	-2554	-1554
24	4258	5258	6258	401	1401	2401	-3457	-2457	-1457	2425	3425	4425	-1433	-433	567	-5290	-4290	-3290	591	1591	2591	-3266	-2266	-1266	-7124	-6124	-5124
25	1511	2761	4011	679	1929	3179	-154	1096	2346	1419	2669	3919	587	1837	3087	-246	1004	2254	1328	2578	3828	495	1745	2995	-337	913	2163
26	1670	2920	4170	671	1921	3171	-328	922	2172	1486	2736	3986	488	1738	2988	-511	739	1989	1303	2553	3803	304	1554	2804	-694	556	1806
27	1829	3079	4329	664	1914	3164	-501	749	1999	1554	2804	4054	389	1639	2889	-776	474	1724	1279	2529	3779	114	1364	2614	-1051	199	1449
28	1987	3237	4487	656	1906	3156	-675	575	1825	1621	2871	4121	290	1540	2790	-1041	209	1459	1254	2504	3754	-77	1173	2423	-1408	-158	1092
29	2940	4190	5440	612	1862	3112	-1717	-467	783	2024	3274	4524	-305	945	2195	-2633	-1383	-133	1107	2357	3607	-1222	28	1278	-3550	-2300	-1050
30	4528	5778	7028	538	1788	3038	-3453	-2203	-953	2695	3945	5195	-1296	-46	1204	-5286	-4036	-2786	862	2112	3362	-3129	-1879	-629	-7120	-5870	-4620

Tabela 7.15 – Matriz de balanço econômico operacional para os casos em estudo (US\$/h) – CC com CCS

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z	AA
1	301	551	801	-127	123	373	-555	-305	-55	209	459	709	-219	31	281	-646	-396	-146	118	368	618	-310	-60	190	-738	-488	-238
2	388	638	888	-277	-27	223	-942	-692	-442	205	455	705	-460	-210	40	-1125	-875	-625	22	272	522	-643	-393	-143	-1309	-1059	-809
3	476	726	976	-427	-177	73	-1329	-1079	-829	201	451	701	-702	-452	-202	-1604	-1354	-1104	-74	176	426	-977	-727	-477	-1879	-1629	-1379
4	564	814	1064	-577	-327	-77	-1717	-1467	-1217	197	447	697	-943	-693	-443	-2083	-1833	-1583	-170	80	330	-1310	-1060	-810	-2450	-2200	-1950
5	1089	1339	1589	-1476	-1226	-976	-4041	-3791	-3541	172	422	672	-2393	-2143	-1893	-4958	-4708	-4458	-744	-494	-244	-3309	-3059	-2809	-5874	-5624	-5374
6	1965	2215	2465	-2975	-2475	-2475	-7914	-7664	-7414	131	381	631	-4808	-4558	-4308	-9748	-9498	-9248	-1702	-1452	-1202	-6641	-6391	-6141	-11581	-11331	-11081
7	514	1014	1514	-104	396	896	-722	-222	278	423	923	1423	-196	304	804	-814	-314	186	331	831	1331	-287	213	713	-905	-405	95
8	602	1102	1602	-254	246	746	-1109	-609	-109	418	918	1418	-437	63	563	-1293	-793	-293	235	735	1235	-620	-120	380	-1476	-976	-476
9	689	1189	1689	-404	96	596	-1497	-997	-497	414	914	1414	-679	-179	321	-1772	-1272	-772	139	639	1139	-954	-454	46	-2047	-1547	-1047
10	777	1277	1777	-554	-54	446	-1884	-1384	-884	410	910	1410	-920	-420	80	-2251	-1751	-1251	44	544	1044	-1287	-787	-287	-2617	-2117	-1617
11	1302	1802	2302	-1453	-953	-453	-4208	-3708	-3208	386	886	1386	-2370	-1870	-1370	-5125	-4625	-4125	-531	-31	469	-3286	-2786	-2286	-6042	-5542	-5042
12	2178	2678	3178	-2952	-2452	-1952	-8082	-7582	-7082	345	845	1345	-4785	-4285	-3785	-9915	-9415	-8915	-1489	-989	-489	-6618	-6118	-5618	-11748	-11248	-10748
13	728	1478	2228	-81	669	1419	-889	-139	611	636	1386	2136	-173	577	1327	-981	-231	519	544	1294	2044	-264	486	1236	-1073	-323	427
14	815	1565	2315	-231	519	1269	-1277	-527	223	632	1382	2132	-414	336	1086	-1460	-710	40	448	1198	1948	-597	153	903	-1643	-893	-143
15	903	1653	2403	-381	369	1119	-1664	-914	-164	628	1378	2128	-656	94	844	-1939	-1189	-439	353	1103	1853	-931	-181	569	-2214	-1464	-714
16	990	1740	2490	-531	219	969	-2051	-1301	-551	624	1374	2124	-897	-147	603	-2418	-1668	-918	257	1007	1757	-1264	-514	236	-2785	-2035	-1285
17	1516	2266	3016	-1430	-680	70	-4376	-3626	-2876	599	1349	2099	-2347	-1597	-847	-5292	-4542	-3792	-318	432	1182	-3263	-2513	-1763	-6209	-5459	-4709
18	2391	3141	3891	-2929	-2179	-1429	-8249	-7499	-6749	558	1308	2058	-4762	-4012	-3262	-10082	-9332	-8582	-1275	-525	225	-6595	-5845	-5095	-11916	-11166	-10416
19	941	1941	2941	-58	942	1942	-1057	-57	943	849	1849	2849	-150	850	1850	-1148	-148	852	758	1758	2758	-241	759	1759	-1240	-240	760
20	1028	2028	3028	-208	792	1792	-1444	-444	556	845	1845	2845	-391	609	1609	-1627	-627	373	662	1662	2662	-574	426	1426	-1811	-811	189
21	1116	2116	3116	-358	642	1642	-1831	-831	169	841	1841	2841	-633	367	1367	-2106	-1106	-106	566	1566	2566	-908	92	1092	-2381	-1381	-381
22	1204	2204	3204	-508	492	1492	-2219	-1219	-219	837	1837	2837	-874	126	1126	-2585	-1585	-585	470	1470	2470	-1241	-241	759	-2952	-1952	-952
23	1729	2729	3729	-1407	-407	593	-4543	-3543	-2543	812	1812	2812	-2324	-1324	-324	-5460	-4460	-3460	-104	896	1896	-3240	-2240	-1240	-6376	-5376	-4376
24	2605	3605	4605	-2906	-1906	-906	-8416	-7416	-6416	771	1771	2771	-4739	-3739	-2739	-10250	-9250	-8250	-1062	-62	938	-6573	-5573	-4573	-12083	-11083	-10083
25	1154	2404	3654	-35	1215	2465	-1224	26	1276	1063	2313	3563	-127	1123	2373	-1316	-66	1184	971	2221	3471	-218	1032	2282	-1407	-157	1093
26	1242	2492	3742	-185	1065	2315	-1611	-361	889	1058	2308	3558	-368	882	2132	-1795	-545	705	875	2125	3375	-552	698	1948	-1978	-728	522
27	1329	2579	3829	-335	915	2165	-1999	-749	501	1054	2304	3554	-610	640	1890	-2274	-1024	226	779	2029	3279	-885	365	1615	-2549	-1299	-49
28	1417	2667	3917	-485	765	2015	-2386	-1136	114	1050	2300	3550	-851	399	1649	-2763	-1503	-253	684	1934	3184	-1218	32	1282	-3119	-1869	-619
29	1942	3192	4442	-1394	-134	1116	-4710	-3460	-2210	1026	2276	3526	-2301	-1051	199	-5627	-4377	-3127	109	1359	2609	-3217	-1967	-717	-6544	-5294	-4044
30	2818	4068	5318	-2853	-1633	-383	-8584	-7334	-6084	985	2235	3485	-4716	-3466	-2216	-10417	-9167	-7917	-849	401	1651	-6550	-5300	-4050	-12250	-11000	-9750

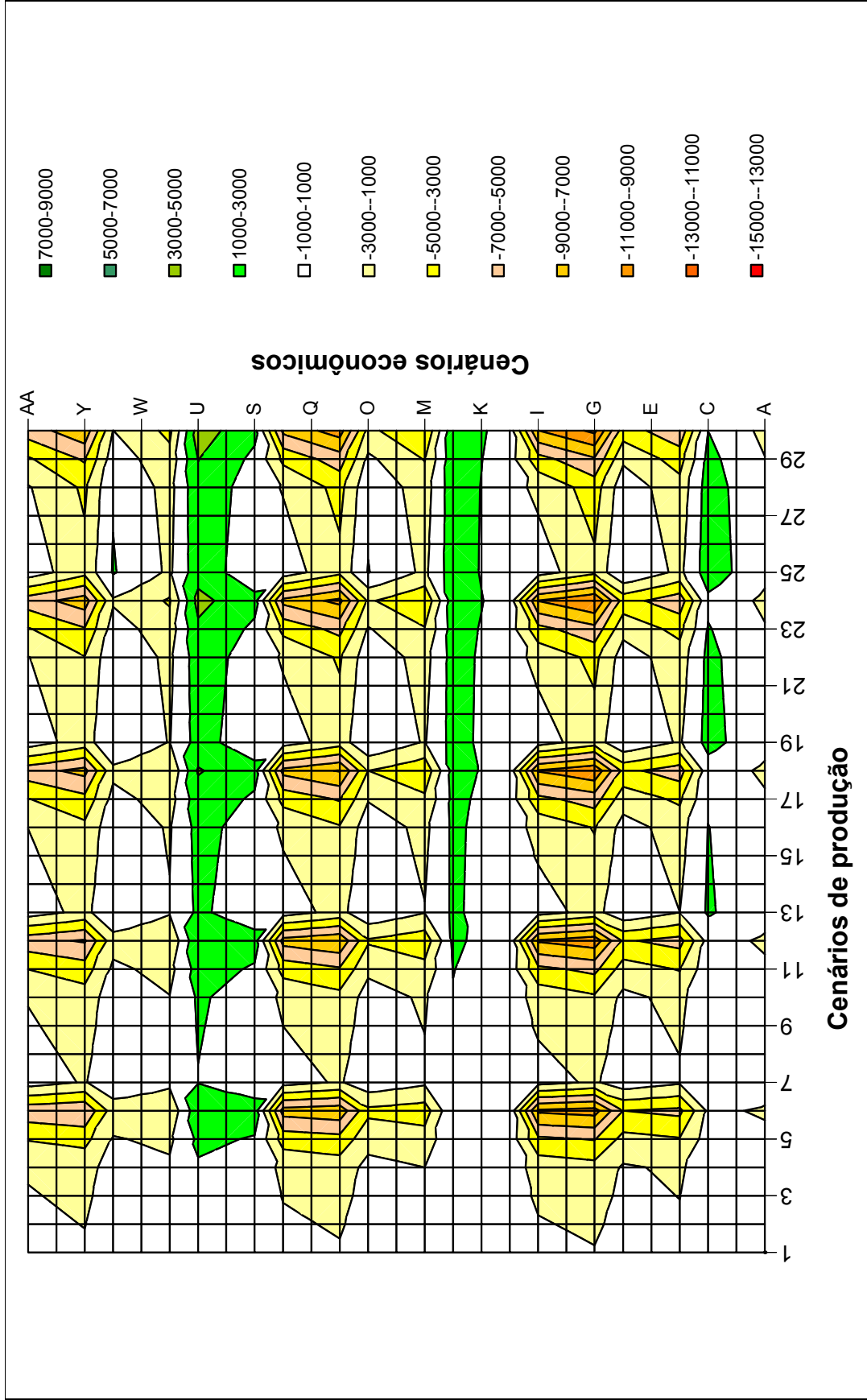


Gráfico 7.1 – Balanço econômico operacional – IGCC sem CCS

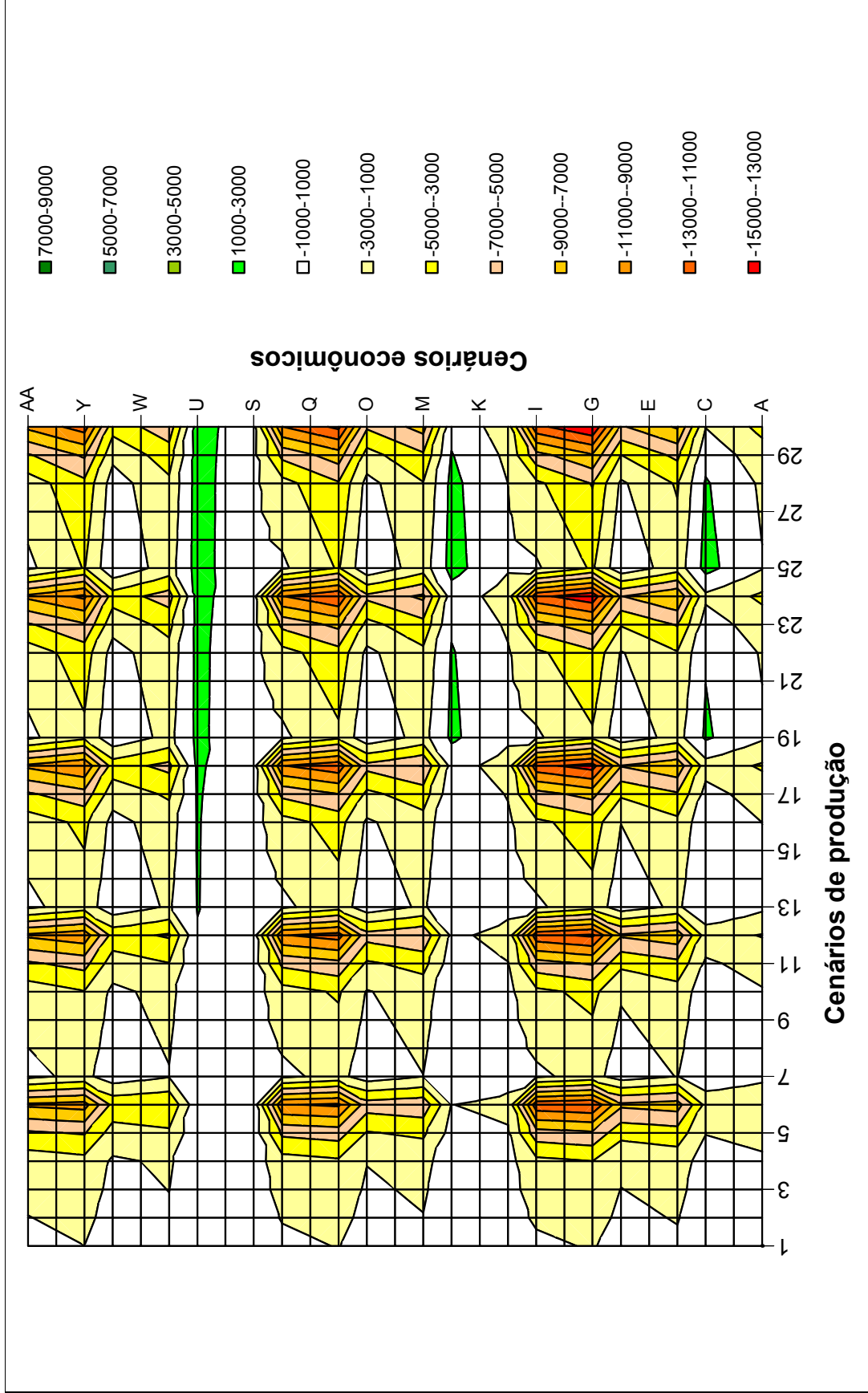


Gráfico 7.2 – Balanço econômico operacional – IGCC com CCS

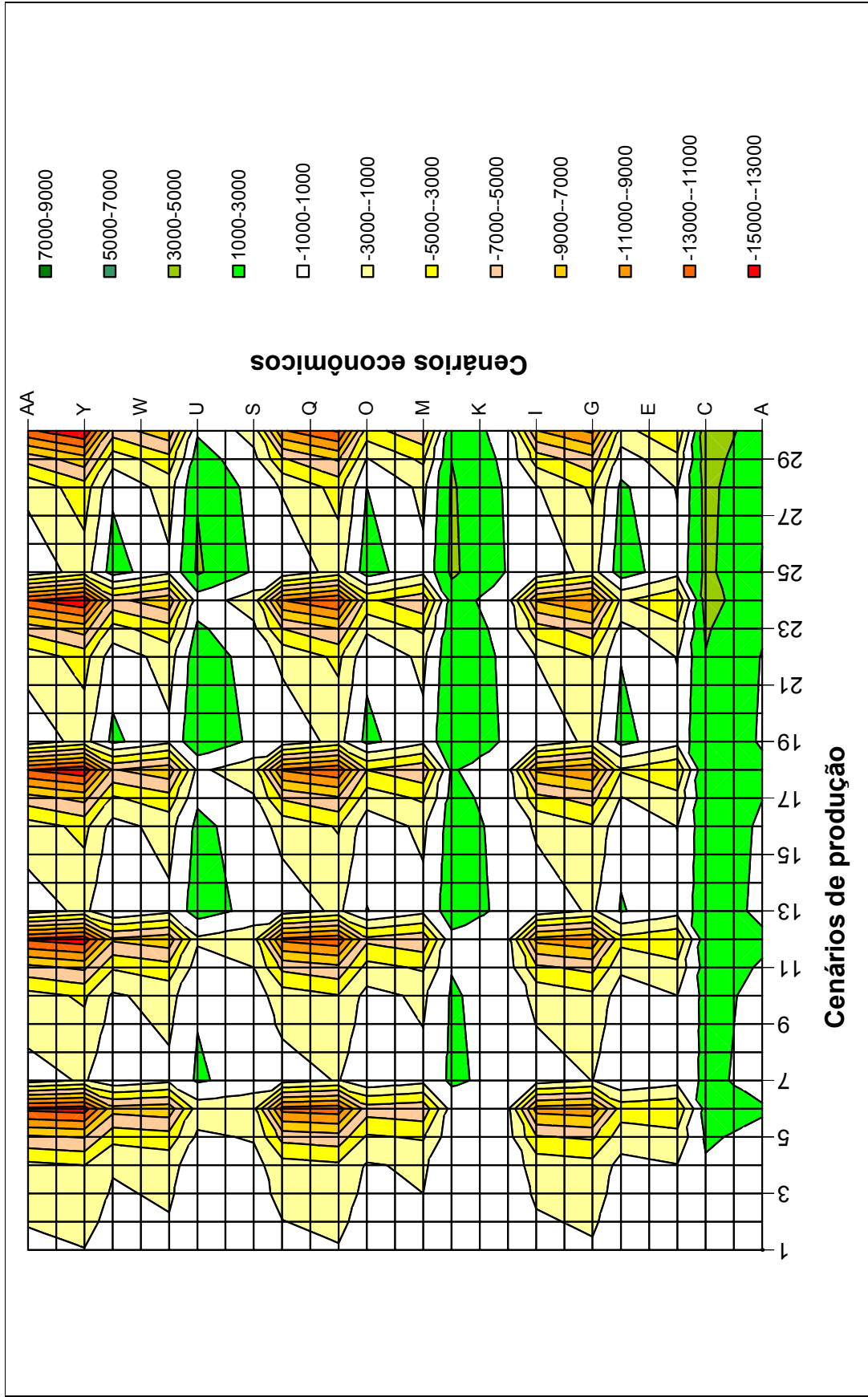


Gráfico 7.3 – Balanço econômico operacional – CR sem CCS

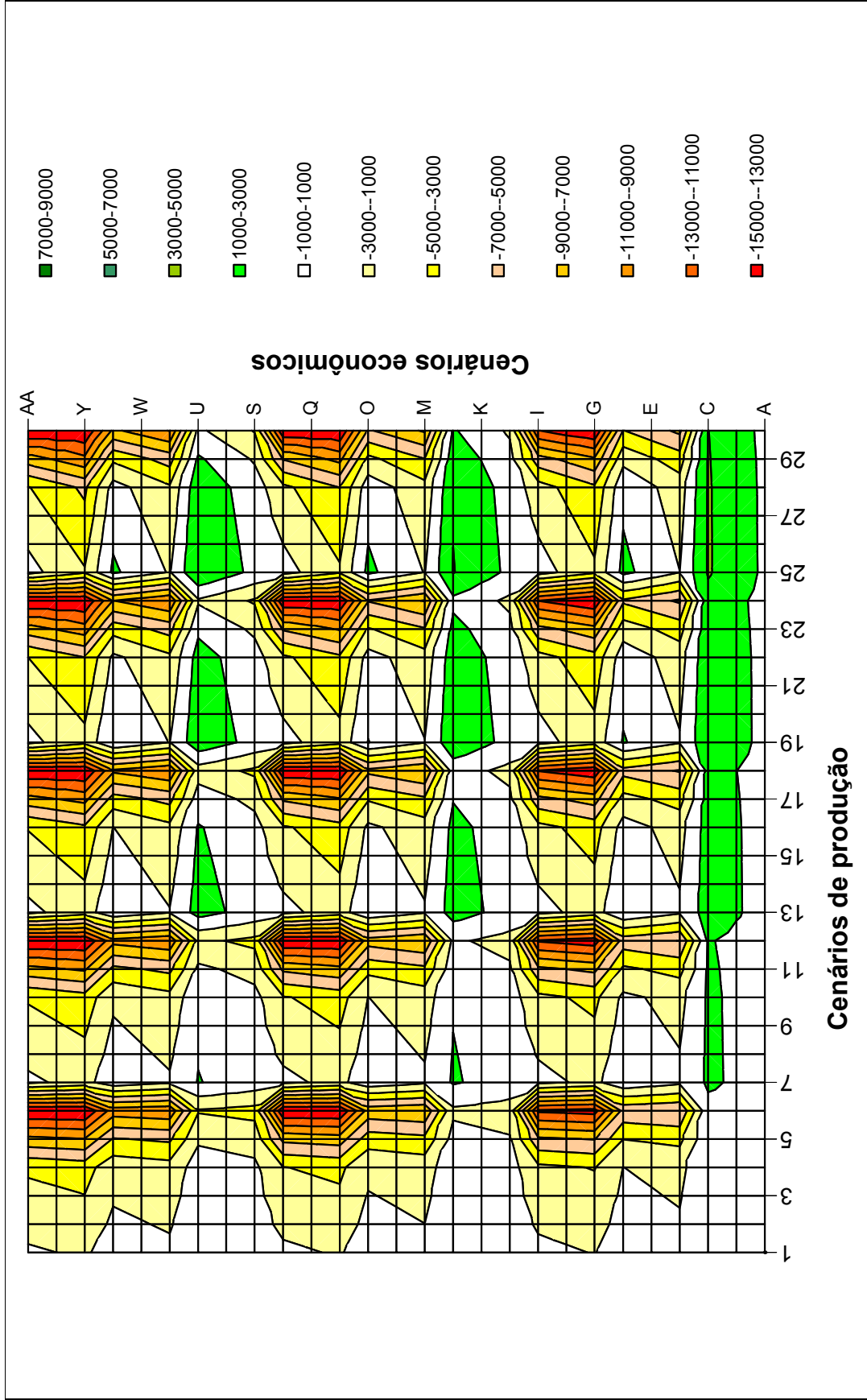


Gráfico 7.4 – Balanço econômico operacional –CR com CCS



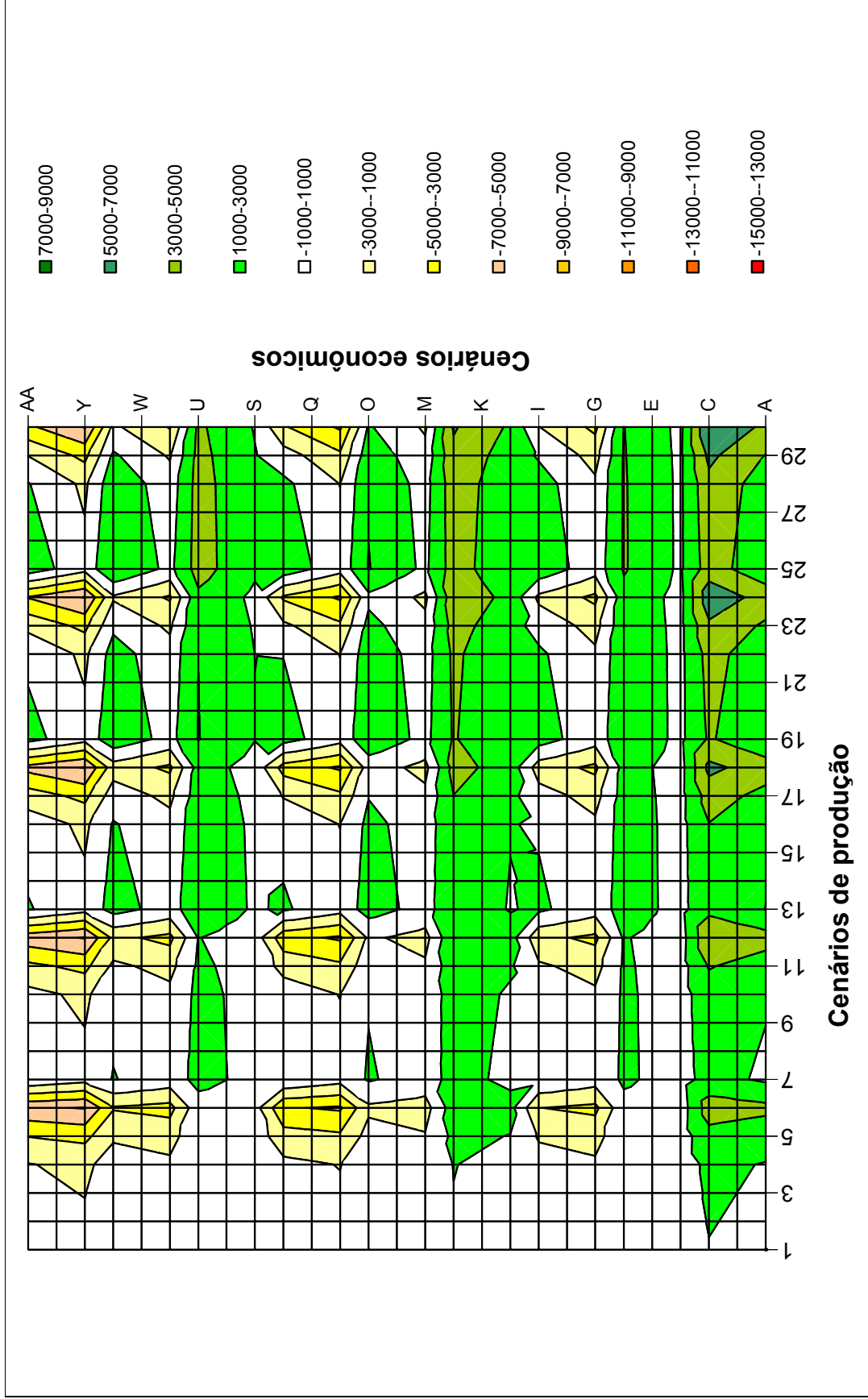


Gráfico 7.5 – Balanço econômico operacional – CC sem CCS

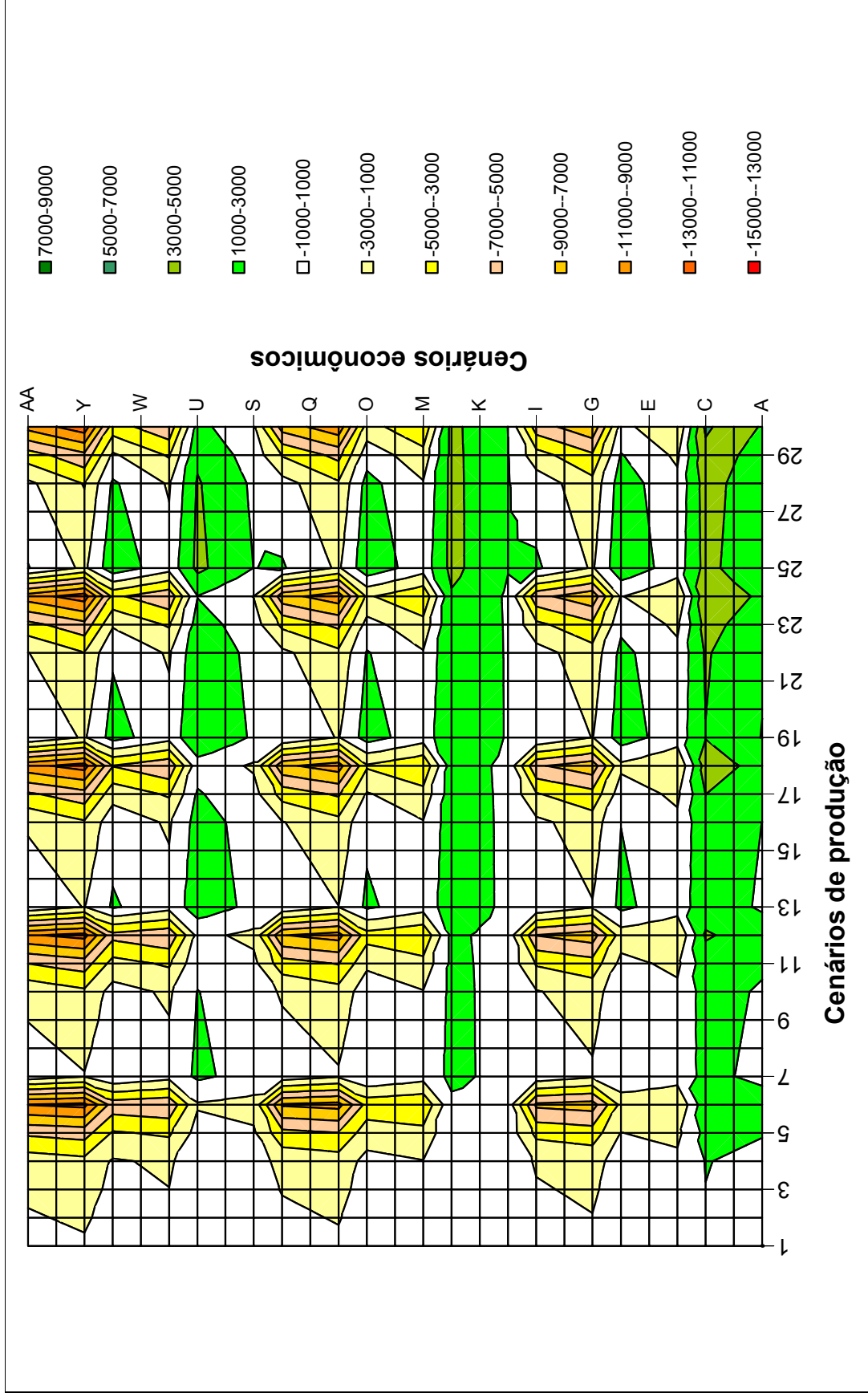


Gráfico 7.6 – Balanço econômico operacional – CC com CCS

