

HIBRIDIZAÇÃO DE ENERGIA HELIOTÉRMICA COM GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA PARA GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA

Rodrigo Fonseca Araujo Milani Tavares

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

Orientadores: Alexandre Salem Szklo

Bettina Susanne Hoffmann

Rio de Janeiro

Fevereiro de 2016

HIBRIDIZAÇÃO DE ENERGIA HELIOTÉRMICA COM GASEIFICAÇÃO DE
BIOMASSA PARA GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA

Rodrigo Fonseca Araujo Milani Tavares

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

Examinada por:

Prof. Alexandre Salem Szklo, D.Sc.

Profa. Bettina Susanne Hoffmann, D.Sc.

Prof. Roberto Schaeffer, Ph.D.

Prof. Manuel Ernani Carvalho Cruz, Ph.D.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

FEVEREIRO DE 2016

Milani, Rodrigo Fonseca Araujo Tavares

Hibridização de energia heliotérmica com gaseificação de biomassa para geração de energia elétrica/Rodrigo Fonseca Araujo Milani Tavares. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2016

IX, 132 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: Alexandre Salem Szklo

Bettina Susanne Hoffmann

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Planejamento Energético, 2016.

Referências Bibliográficas: p. 125 - 127

1. Tecnologia de concentração solar híbrida com biomassa 2. Gaseificação. 3. Planejamento Energético. 4. Simulação da geração de eletricidade. I. Szklo, Alexandre Salem *et al.* II, Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Planejamento Energético. III. Título.

“Somente as ideias que vivemos é que tem valor.”

Hermann Hesse

AGRADECIMENTOS.

Em primeiro lugar gostaria de agradecer ao professor Alexandre Szklo, pela orientação ao longo deste trabalho, a qual fez com seu bom humor e paciência de sempre, mas também por me ajudar, desde os tempos de graduação, a trilhar meu próprio caminho, não somente dentro do mundo do planejamento energético e fontes renováveis de energia, mas também como pessoa. Gostaria de agradecer também à Susanne Hoffmann pela confiança, determinação e companheirismo com qual me orientou nesse trabalho e em todos os outros projetos que trabalhamos juntos.

Gostaria de agradecer também todas pessoas com quem trabalhei no CENERGIA pela ajuda mútua e conhecimento trocado a cada reunião ou almoço. Dentre os amigos de CENERGIA, gostaria de agradecer especialmente ao Rafael Soria por ter me ajudado em todos os projetos que fiz até o presente momento e ao Pedro Rochedo pela ajuda neste trabalho. Neste universo acadêmico não poderia deixar de lembrar dos amigos do dia a dia habitantes da sala de pesquisadores pelas conversas e descontração rotineira. Não teria chegado aqui se não fossem os amigos da minha turma de mestrado: Renata Carijó, Isadora Timbó, Bruna Molinaro, Rafael Garaffa e Paula Ferreira que me ajudaram principalmente a passar as matérias do mestrado, através de grupos de estudo e bailes do Almeidinha.

Não podia esquecer também dos amigos que, apesar de não terem nenhuma ligação direta com o mestrado ou com este trabalho, estão sempre presentes e ajudando mesmo que não saibam o quanto. Sendo assim gostaria de agradecer os amigos dos W's, Plein!, CSVP, Colégio Rio de Janeiro, Vancouver, Amigos da faculdade (Mecânica e MetalMat) e todas as pessoas com quem toco e toquei ao longo desses últimos dois anos, em especial à galera do surdo (melhor naipes!), sax e a querida Imaginária, além de todos os amigos que já citei gostaria de agradecer aqueles que não se encaixam em nenhum dos grupos acima mas tem igual importância.

Por fim gostaria de agradecer aqueles sempre estiveram ao meu lado sempre me apoiando com amor, carinho e puxões de orelha. Minha mãe, pai, irmão, Koki, Ziba, Dig, Celli, Marcinho, Leo, Chris, Guga, Vó Nair.

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

HIBRIDIZAÇÃO DE ENERGIA HELIOTÉRMICA COM GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA PARA GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA

Rodrigo Milani

Fevereiro/2016

Orientadores: Alexandre Salem Szklo

Bettina Susanne Hoffmann

Programa: Planejamento Energético

Este trabalho tem como objetivo analisar as possibilidades de hibridização de energia heliotérmica e biomassa através da gaseificação, um método de conversão avançado, o que faz com que este tipo de hibridização esteja no limiar da pesquisa científica sendo considerado inovador. A hibridização destas duas fontes utilizando a gaseificação, apesar de ainda ser pouco estudada, traz vantagens como o aumento da eficiência de primeira lei (já verificada em ciclos IGCC convencionais), a possibilidade de armazenamento de gás de síntese, fazendo com que seja possível ter armazenamento e hibridização em uma mesma planta, além de facilitar a captura do CO₂, apesar desta não ser abordada nesta dissertação. Serão propostos três conceitos de plantas e simuladas uma planta modelo de cada um destes conceitos: (i) série, onde a planta CSP opera em série com o trocador de calor do ciclo combinado; (ii) paralelo, onde a planta CSP opera paralelamente com o trocador do ciclo combinado e (iii) extração, onde vapor de uma unidade CSP é utilizado para suprir o gaseificador. Para realizar tais simulações foram utilizadas as ferramentas: Hysys e System Advisor Model (SAM). Além do Microsoft Excel e IECM para o tratamento e fonte de dados respectivamente. Como resultado de tais simulações verificou-se que cada uma das plantas apresenta diferentes características do ponto de vista de operação, energia gerada e fator de capacidade.

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

HYBRIDIZATION OF CONCENTRATED SOLAR POWER (CSP) AND BIOMASS GASIFICATION FOR ELECTRICITY GENERATION.

Rodrigo Milani

February/2016

Advisors: Alexandre Salem Szklo

Bettina Susanne Hoffmann

Department: Energy Planning

The present work aims at looking the possibilities of hybridization Concentrated Solar Power and biomass through the gasification technology which is an advanced conversion of biomass. This kind of hybridization provides this work with an innovative profile. The hybridization of this two primary energy sources trough gasification provides some advantages such as the enhance of primary law efficiency (already verified in IGCC power plants), the storage of syngas which provides the possibility of storage and hybridization at the same power plant and the easier carbon capture and storage (CCS). Three concepts of power plants will be proposed. For each of these concepts one plant thought as the example will be simulated: (i) series where the CSP plant is placed in parallel with the combined cycle heat exchanger, (ii) parallel where de CSP plant is placed in parallel with the combined cycle heat exchanger and (iii) extraction, where the vapour of the CSP plant is used to supply the gasification reactor. To perform these simulations two simulation tools are used: Hysys and System Advisor Model (SAM). Microsoft Excel and IECM will also be used but for data treatment and source only. As results of these simulations is expected parameters such as Levelized Cost of Energy (LCOE), annual electricity generation and capacity factor. It was verified that each power plant has different characteristics of these three parameters.

ÍNDICE

1	Introdução	1
2	Tecnologia de conversão de biomassa e CSP.....	9
2.1	Introdução	9
2.2	Gaseificação.....	11
2.2.1	Parâmetros que influenciam no processo de gaseificação.....	14
2.2.2	Tecnologias de gaseificação.....	20
2.3	Tecnologia CSP	32
2.3.1	Diferentes tecnologias CSP.....	33
2.3.2	Panorama mundial	35
2.3.3	Cilindro Parabólico.....	39
2.3.4	Torre de concentração.	40
2.3.5	Refletor Linear Fresnel.....	42
2.3.6	Disco Stirling.....	44
3	Procedimento metodológico	46
3.1	Descrição das ferramentas	46
3.1.1	Hysys	46
3.1.2	System Advisor Model	51
3.2	Processo iterativo das ferramentas.....	59
3.3	Análise preliminar de custos	61
4	Descrição, simulação e resultados das plantas propostas	64
4.1	Ciclo em série	66
4.1.1	Descrição do ciclo, equipamentos barreiras e escolhas.....	66
4.1.2	Resultados.....	80
4.1.3	Análise preliminar de custo	82

4.2	Ciclo em Paralelo.....	84
4.2.1	Descrição do ciclo, equipamentos barreiras e escolhas	84
4.2.2	Resultados.....	96
4.2.3	Análise preliminar de custo	98
4.3	Ciclo com extração de vapor.....	99
4.3.1	Descrição do ciclo, equipamento, barreiras e escolhas	99
4.3.2	Resultados.....	112
4.3.3	Análise preliminar de custo	113
4.4	Comparação entre os três ciclos.....	115
5	Conclusões, limitações e recomendações de trabalhos futuros	122
6	Referências bibliográficas	125
	Anexo 1 – dados do gaseificador.....	128

1 Introdução

Os níveis de CO₂ na atmosfera apresentam constante crescimento nos últimos 45 anos. Em 2013 foram emitidos um total de 32,19 Gt de CO₂ (IEA, 2015a), sendo a grande maioria das emissões proveniente de fontes fósseis, como mostra a Figura 1.

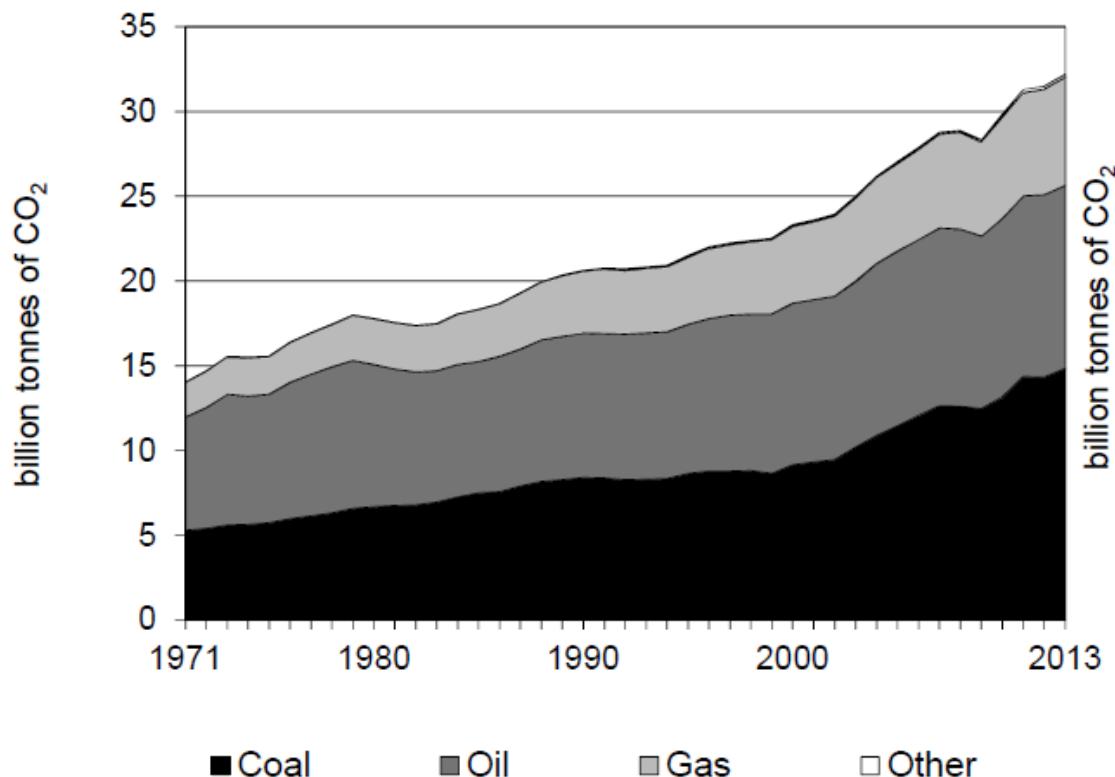


Figura 1 - Emissões de CO₂ por fonte.

Fonte: IEA (2015a)

Em 2013, a maior parcela da energia elétrica gerada no mundo era proveniente de fontes fósseis, como mostra a Figura 2. Sendo assim, o setor elétrico tem como contribuir para uma diminuição dos níveis de carbono na atmosfera.

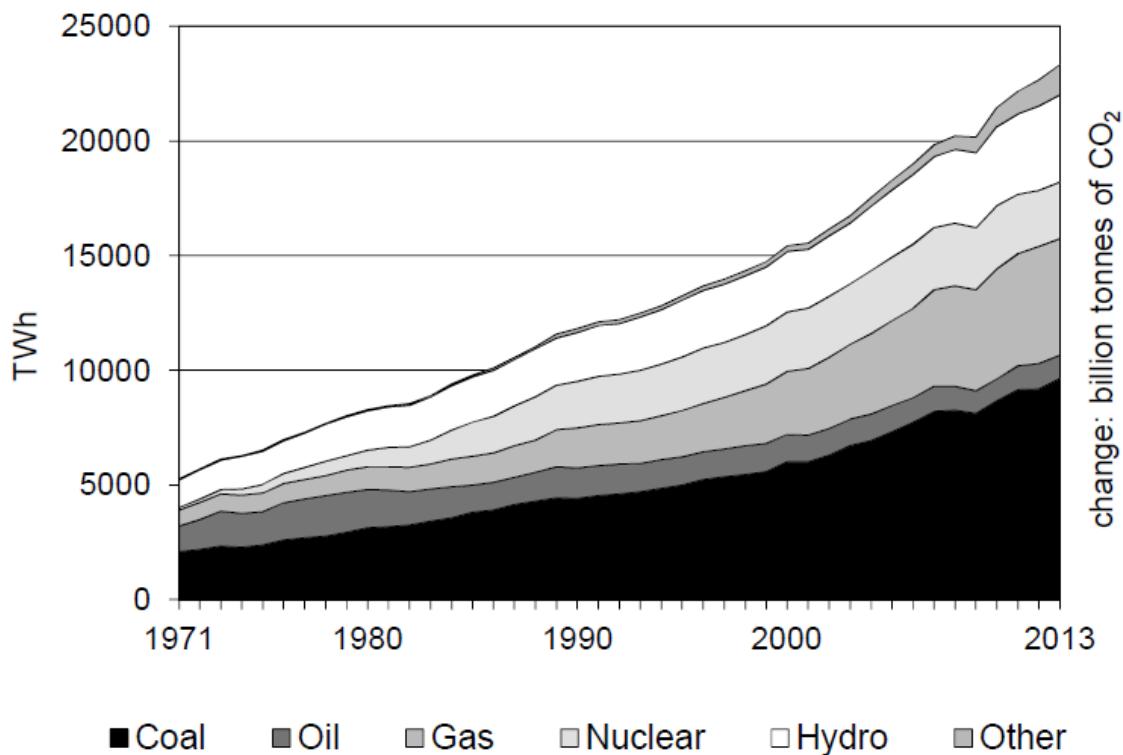


Figura 2 - Geração mundial de eletricidade por fonte

Fonte: IEA (2015a)

O Brasil já possui uma geração de energia elétrica, em sua maior parcela, renovável. A Empresa de Pesquisa Energética (EPE), no Balanço Energético Nacional (BEN) de 2015, apontou que a geração brasileira em 2014, teve participação de 65,2% de hidroeletricidade, como mostra a Figura 3 (EPE, 2015). A hidroeletricidade, porém, é uma das formas de geração de energia elétrica mais afetadas por mudanças climáticas. Estudos apontam grandes mudanças no clima da Amazônia, local onde se localiza a maior parte do potencial brasileiro de hidroeletricidade remanescente (SCHAEFFER et al., 2012). Logo, é necessário que o Brasil se torne menos dependente desta fonte, relativamente.

Não obstante, é válido atentar também para o crescimento da participação das usinas termelétricas no país. Tais usinas vêm sendo a principal opção à hidroeletricidade. Entre 2013 e 2014, ainda segundo a EPE (2015) houve um aumento de 3,6% da participação de termelétricas a partir de gás natural, carvão e derivados de petróleo, logo é necessária uma expansão de outras renováveis não somente para diminuir as emissões de gases de efeito estufa (GEE), mas também

para diversificar a matriz elétrica. A Figura 3 mostra a geração de energia elétrica em 2014 por fonte, neste ano foi gerado um total de 624,3 TWh.

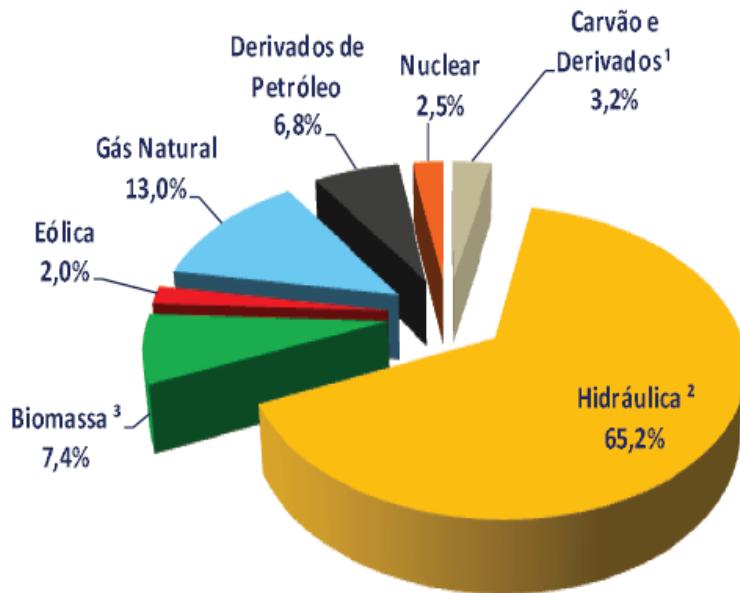


Figura 3 – Geração de energia elétrica no Brasil por fonte em 2014

Fonte: EPE (2015)

Apesar de ter participação pouco expressiva na geração elétrica mundial, as fontes renováveis de energia têm boas perspectivas de crescimento. A Agência Internacional de Energia, em inglês *International Energy Agency* (IEA), prevê um crescimento relativo na geração de energia proveniente de fontes renováveis. Independente do cenário¹ as fontes renováveis como aumentam sua parcela na energia primária global até 2050 como mostra a Figura 4 (IEA, 2015b).

¹ A IEA faz suas projeções de acordo com três diferentes cenários. Cada um destes cenários tem um objetivo diferente. No cenário 2DS as emissões de GEE são restritas a um nível que permite limitar o aquecimento em 2°C em 2050, enquanto o 4DS e no 6DS preveem um aumento de 4°C e 6°C respectivamente.

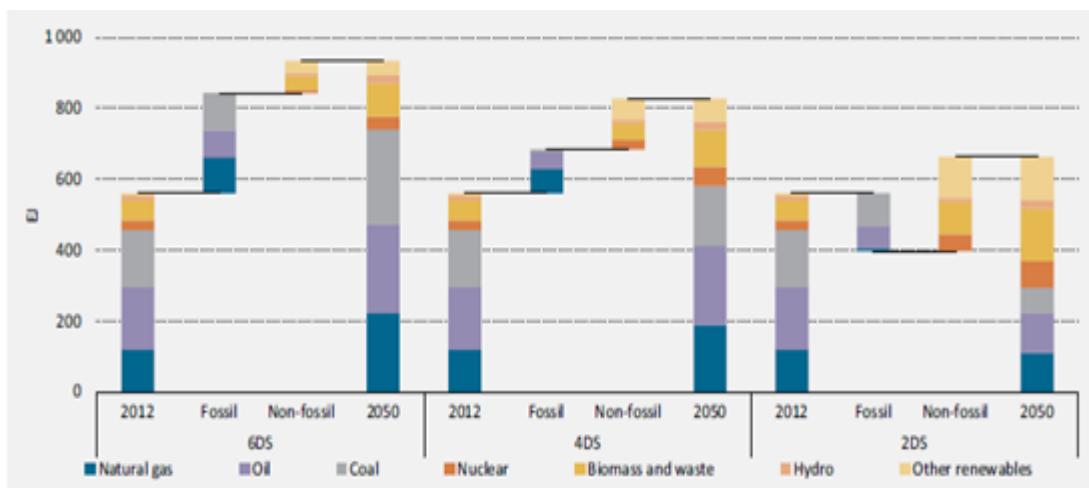


Figura 4 - Previsão do suprimento da energia final demandada por fonte.

Fonte: IEA (2015b)

Dentre as fontes de energia renováveis, a radiação solar se apresenta como uma boa opção. Caso fosse possível converter toda esta quantidade de energia primária em energia final, apenas uma hora de aproveitamento da mesma seria suficiente para abastecer a demanda mundial de energia final durante um ano inteiro (BARLEV; VIDU; STROEVE, 2011).

São utilizadas, majoritariamente, duas formas de aproveitamento da energia solar para geração de eletricidade. A primeira e mais difundida é a placa fotovoltaica (FV). Em 2014 a capacidade instalada chegou a 178,39 GWp (EPIA, 2015). Esta tecnologia converte energia solar diretamente em eletricidade através do efeito fotovoltaico. Resumidamente, tal efeito ocorre quando um semicondutor adequadamente dopado com impurezas do tipo N e P é atingido pela radiação proveniente do Sol, os elétrons da camada de valência saltam para camada de condução, assim se tornando livres e gerando corrente elétrica.

A segunda é a energia solar heliotérmica, ou como é conhecida no mundo *Concentrated Solar Power* (CSP). Nesse caso a energia proveniente do Sol é primeiro convertida em energia térmica por meio de coletores e receptor(es), para que, através de um ciclo termodinâmico, seja convertida em energia mecânica que, por fim, é convertido em energia elétrica.

Quando se comparam as duas tecnologias, CSP e FV, a geração heliotérmica tem como vantagem o fato de ter possibilidade de aumentar o fator de capacidade², além de gerar energia firme³ e aumentar a despachabilidade⁴ da planta (JOEL N *et al.*, 1997). Em outras palavras a tecnologia CSP apresenta uma maior adaptabilidade à intermitência do recurso solar quando comparada à fotovoltaica (IEA, 2014). Toda planta CSP, mesmo as plantas com armazenamento térmico, necessitam de um nível mínimo de back-up⁵. Sendo assim, mesmo a tecnologia CSP cuja principal fonte de energia primária é o sol pode não ser 100% livre de emissões de carbono uma vez que esta hibridização é feita, na maioria dos casos, com gás natural (Corona e San Miguel, 2015).

Sob este escopo, surge a possibilidade da hibridização com combustíveis não fósseis, como a biomassa sólida, líquida ou gasosa. A hibridização com este tipo de combustível pode ser feita de diversas formas, de acordo com a rota de conversão com a biomassa adotada e a tecnologia CSP (as forma de conversão da biomassa serão mais discutidas no capítulo 2).

Como apontado por Soria et al. (2015) o Brasil possui uma singularidade quando comparado a outros sítios de alta DNI⁶, acima de 2000kWh/m²/ano (Clifton & Boruff 2010). No mundo, os locais com estes índices de radiação são, geralmente, regiões desérticas como mostra o mapa da Figura 5. No Brasil, porém, os sítios com as maiores DNIs estão localizados na região do semiárido, onde se possui disponibilidade de biomassa local que poderia ser utilizada na hibridização com plantas CSP (Soria *et al.*, 2015)

² Fator de capacidade é uma relação entre a energia que foi gerada por uma planta em um ano e a máxima energia que poderia ser gerada por esta dada uma determinada capacidade instalada.

³ Energia firme é o maior valor de energia capaz de ser produzido continuamente por uma planta ou sistema elétrico.

⁴ Despachabilidade é a capacidade de uma planta de despachar sua energia de acordo com a necessidade da demanda de forma contínua.

⁵ Back-up é o sistema auxiliar que promove o aporte de calor para o ciclo de potência nas horas sem o recurso solar

⁶ DNI é a sigla de *Direct Normal Irradiation*, em português Irradiação direta normal.

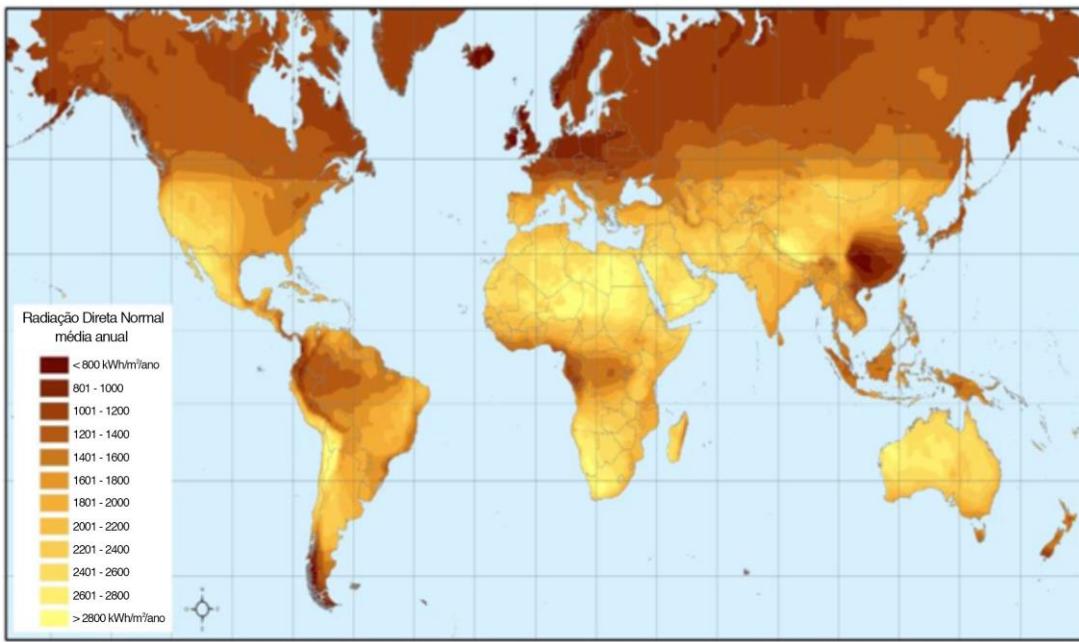


Figura 5 - Mapa de radiação direta no mundo

Fonte: Trieb (2009)

Recentemente autores como Coelho *et al.*, 2015; Corona e San Miguel, 2015; Peterseim *et al.*, 2013; Soria *et al.*, 2015; Tanaka *et al.*, 2014, desenvolveram estudos sobre a hibridização de biomassa. Porém estes estudos tiveram seu foco em tecnologias e processos conhecidos, tendo a maioria destes trabalhos se dedicado a ciclos como o Rankine convencional. Esta dissertação, por seu turno, se diferencia destes trabalhos, pois propõe, além da conversão avançada da biomassa, o arranjo de ciclo combinado híbrido com sol.

Sendo assim, o presente trabalho visa analisar a possibilidade técnica-econômica de hibridização de biomassa e energia heliotérmica, através da gaseificação. Este estudo se torna importante não só pelo caráter inovador já destacado mas também pelo fato da conversão através de biomassa apresentar vantagens como a possibilidade de armazenamento de gás de síntese, (este recurso será amplamente explorado nesta dissertação), aumento da eficiência de primeira lei e facilidade de captura de carbono. Sendo assim, serão propostos três conceitos de planta e, em seguida, simulada uma planta modelo de cada um destes três conceitos. Estes ciclos são uma variante do IGCC (*Integrated Gasification Combined Cycle*), dando origem assim ao que neste estudo se denominou ISGCC (*Integrated Solar Gasification Combined Cycle*).

O IGCC é a combinação do ciclo combinado com o processo de gaseificação. O ciclo combinado consiste em combinar mais de um ciclo de potência (geralmente Brayton e Rankine). Utiliza-se o calor rejeitado do primeiro ciclo como fonte de calor para o segundo a fim de se aumentar a eficiência, nas plantas em estágio comercial a eficiência se encontra na faixa de 36% – 42,2% (Hossein Sahraei *et al.*, 2014). O IGCC, além destes dois ciclos de potência, apresenta um gaseificador que produz gás de síntese A Figura 6 apresenta o esquema típico de uma planta de IGCC.

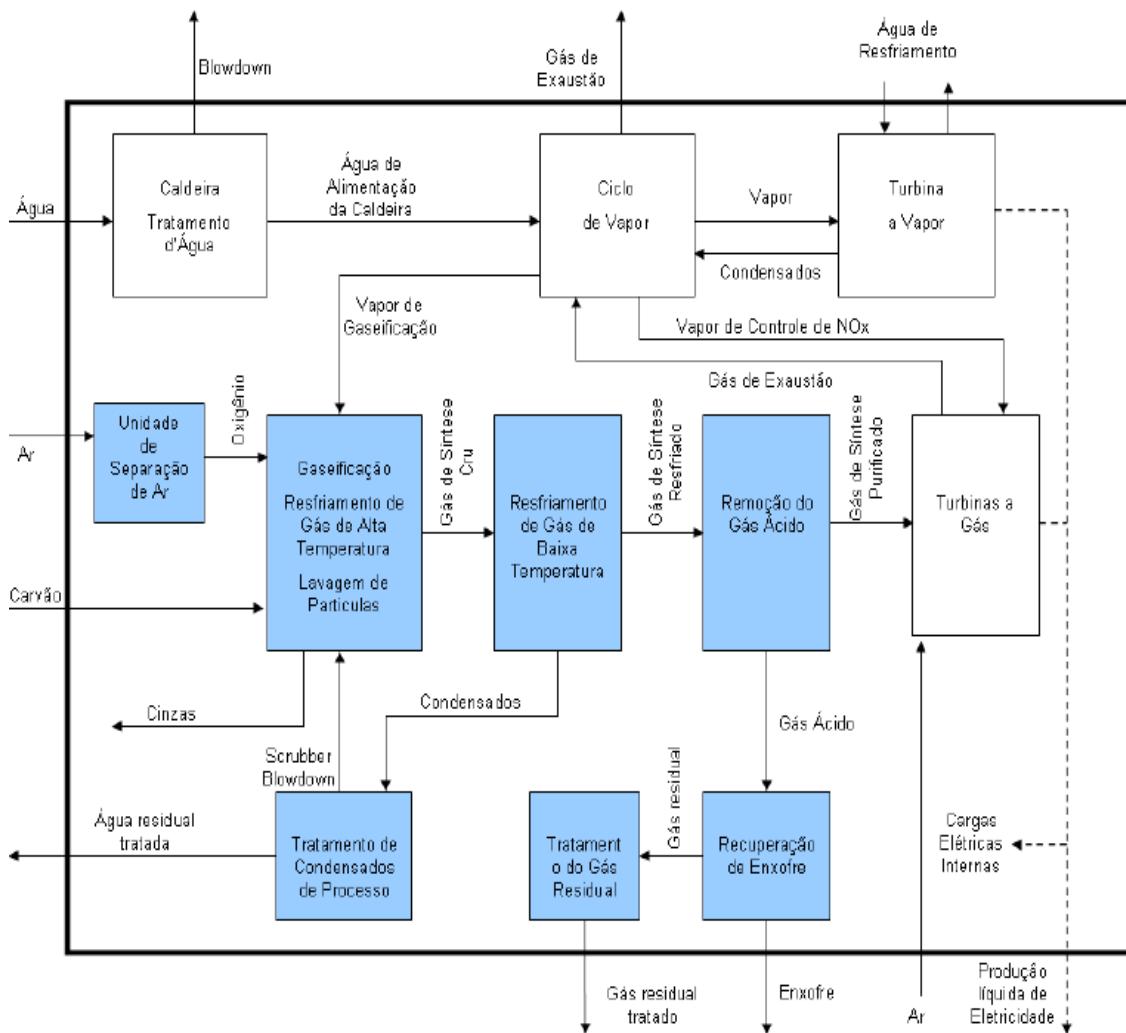


Figura 6 - Esquema de IGCC de Rubin *et al.*, (2007)

Fonte: Hoffmann (2010)

Analizando a figura acima pode-se reparar que a hibridização do IGCC se dá usualmente no sentido Brayton-Rankine, uma vez que o exausto da turbina sai com uma temperatura de 600°C (SIEMENS, 2015). Esta temperatura faz com que este calor ainda possa ser recuperado em um gerador de vapor ou HRSG (*Heat Recover Steam Generator*)

Antes de se listar a divisão dos capítulos é necessário destacar o grau de atualidade e originalidade desta dissertação, ressaltando todo o processo de confecção, desde o conceito dos ciclos que deram origem às plantas que serão simuladas, quanto o procedimento metodológico desta simulação. As simulações desta dissertação foram conduzidas, em sua maioria, por duas ferramentas de simulação, os programas *Hysys* e *SAM*, além do Excel para o tratamento de dados e do IECM⁷ como fonte de dados (ver capítulo 3).

Esta dissertação se divide em cinco capítulos sendo o primeiro esta introdução. O segundo capítulo dedicar-se-á às tecnologias de conversão de biomassa com foco em gaseificação, além de apresentar a tecnologia CSP. O capítulo três cuida do procedimento metodológico, enquanto o capítulo quatro apresenta as plantas propostas assim como as simulações e seus resultados. Por fim, o capítulo cinco apresenta as considerações finais e as recomendações para trabalhos futuros.

Sendo assim esta tese se dedica à proposição de ciclos termodinâmicos ISGCC. Sendo assim é um primeiro ensejo sobre o assunto cujo principal objetivo é propor três tipos de ciclo: série, paralelo e extração, afim de identificar as principais barreiras e vantagens de cada um além de compará-los tanto do ponto de vista técnico e econômico.

⁷ O IECM (Integrated Environmental Control Model) é um programa desenvolvido pela Carnegie Mellon University e se dedica a calcular as emissões de termelétricas movidas a fontes fósseis. Nesta simulação foi utilizado como fonte de dados.

2 Tecnologia de conversão de biomassa e CSP

2.1 Introdução

O moderno uso energético da biomassa, que consiste em consumi-la de forma sustentável, num ritmo igual ou inferior à produção da mesma (Goldemberg e Teixeira Coelho, 2004), teve como objetivo inicial o aquecimento de residências e pequenos distritos, principalmente nos EUA e Europa. Em 2006 a queima de biomassa para obtenção de calor representava 10% do consumo de energia primária no mundo (OECD, 2012). A biomassa também pode ser utilizada para a produção de biocombustíveis, substitutos para os combustíveis fósseis, a maior fonte de emissão de Gases de Efeito Estufa (GEE), como visto no capítulo 1. A Figura 7 apresenta as principais rotas de conversão da biomassa.

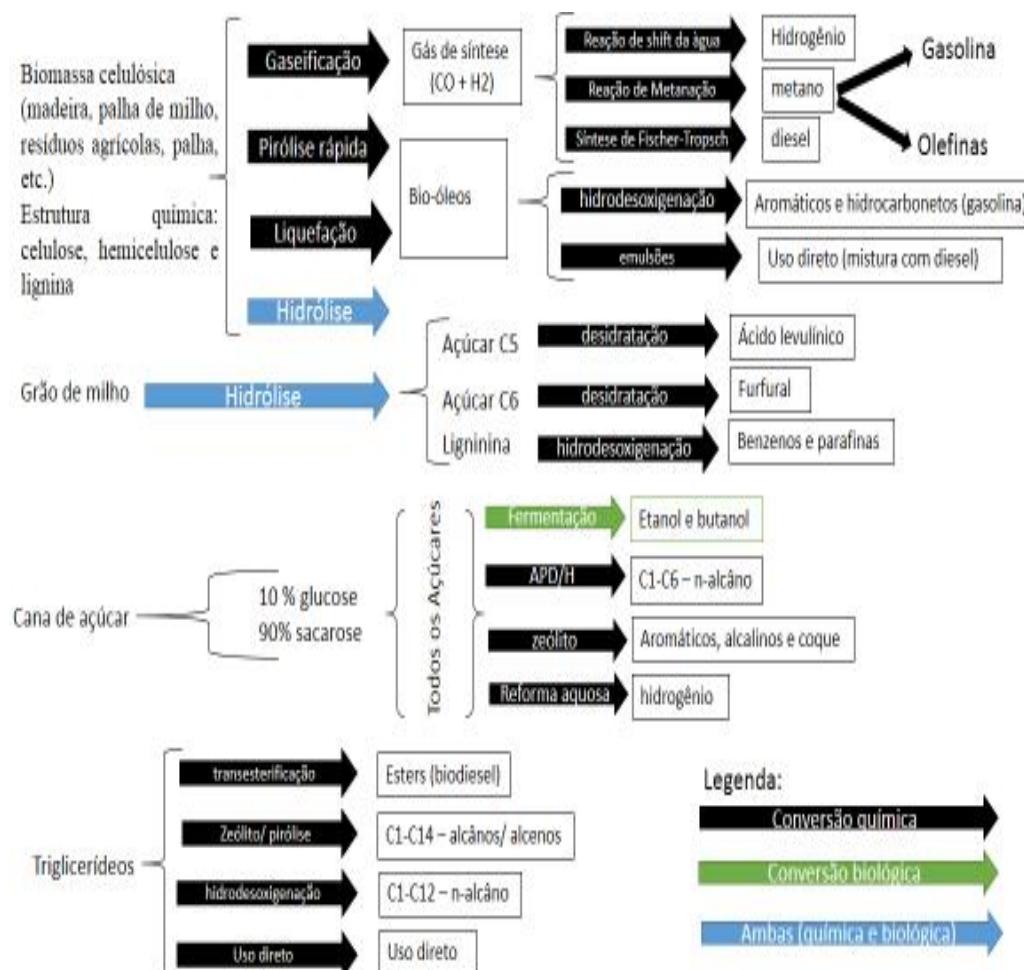


Figura 7– Rotas de conversão de biomassa

Fonte: elaboração própria.

Analizando a Figura 7, se observar que a biomassa pode sofrer diversos tipos de conversão, sendo estes térmicos, químicos e bioquímicos havendo, inclusive, a possibilidade combinação entre eles (IEA, 2012). Os processos térmicos podem ser classificados de acordo com a presença de oxigênio. Quando se há condição estequiométrica⁸ ou excesso de oxigênio ocorre a combustão completa. Quando há presença oxigênio, porém em concentrações abaixo da estequiométrica (condições de queima rica) ocorre o processo de gaseificação, que leva à produção de gás de síntese. Por fim quando não há presença de oxigênio ocorre o processo de pirólise, podendo ser este rápido ou lento, dando origem ao bio-óleo ou ao carvão vegetal, respectivamente. Vale destacar que o primeiro pode ser convertido em combustíveis líquidos ou passar pelo processo de queima direta para a produção de calor.

Entre os processos de conversão bioquímica se destacam a digestão anaeróbica e a fermentação. Na digestão anaeróbica a biomassa é diretamente convertida em gás através da ação de micro-organismos. A este gás é dado o nome de biogás, que é composto de monóxido e dióxido de carbono, metano e sulfeto de hidrogênio (Kumar et al., 2015). A fermentação é uma tecnologia madura e utilizada em diversos países para se gerar etanol, inclusive no Brasil, sendo este o segundo maior produtor de etanol, atrás dos EUA (IEA, 2011). Por fim, a Nota: ORC = ciclo Rankine orgânico; FC = Célula combustível; BICGT = Combustão interna da biomassa em turbina a gás; BIGCC = Ciclo combinado com gaseificação de biomassa

Figura 8 apresenta o estado atual de desenvolvimento de tais tecnologias de conversão.

⁸ Condição estequiométrica é aquela que utiliza a mínima quantidade de oxigênio necessário para que ocorra a combustão completa, ou seja, os reagentes se oxidam completamente.

	Basic and applied R&D	Demonstration	Early commercial	Commercial
Biomass pretreatment	Hydrothermal treatment	Torrefaction	Pyrolysis	Pelletisation/briquetting
Anaerobic digestion	Microbial fuel cells		2-stage digestion Biogas upgrading	1-stage digestion Landfill gas Sewage gas
Biomass for heating			Small scale gasification	Combustion in boilers and stoves
Biomass for power generation				
Combustion		Stirling engine	Combustion with ORC	Combustion and steam cycle
Co-firing	Indirect co-firing	Parallel co-firing		Direct co-firing
Gasification	Gasification with FC	BICGT BIGCC	Gasification with engine	Gasification with steam cycle

Nota: ORC = ciclo Rankine orgânico; FC = Célula combustível; BICGT = Combustão interna da biomassa em turbina a gás; BIGCC = Ciclo combinado com gaseificação de biomassa

Figura 8 – estágio atua de desenvolvimento das tecnologias de conversão de biomassa

Fonte: IEA (2012)

Neste momento é válido destacar que, apesar de toda essa variedade de processos e produtos provenientes da biomassa, nesta dissertação serão estudadas apenas plantas hibridas de CSP com biomassa através da rota termoquímicas de gaseificação. Sendo assim, apenas estas serão analisadas em mais detalhes nos seções subsequentes.

2.2 Gaseificação.

A gaseificação teve seu início com a conversão do carvão no final do século XVIII, mas foi em 1812 que se tornou um processo comercial. Neste processo, o principal combustível era o carvão e o principal objetivo a produção de gás para iluminação pública. A gaseificação do carvão continuou ganhando importância com adventos como a reação de *shift* da água (que será mais detalhada a seguir) que permitia que o gás de síntese fosse convertido em hidrogênio, assim se aproveitando do combustível de forma mais eficiente (Higman e Burgt, van der, 2003). Com a crescente preocupação com as mudanças climáticas globais provenientes das emissões de gases de efeito estufa (GEE), a gaseificação voltou a chamar atenção devido à possibilidade da aplicação de IGCC (*Integrated Gasification Combined Cycle*), ciclo de potência que consome menos carbono devido à sua maior eficiência (IEA, 2007). Além disso, o IGCC possibilita a captura de carbono na pré-combustão, isto é, a uma maior concentração, causando uma penalidade

energética relativamente baixa quando comparado com outros processos propostos para o setor elétrico, baseados na captura após a combustão (Cormos, 2012).

A da Figura 9 mostra a evolução das publicações sobre gaseificação de biomassa nos EUA, União Europeia, Japão e China, mostrando o crescente interesse nesta tecnologia.

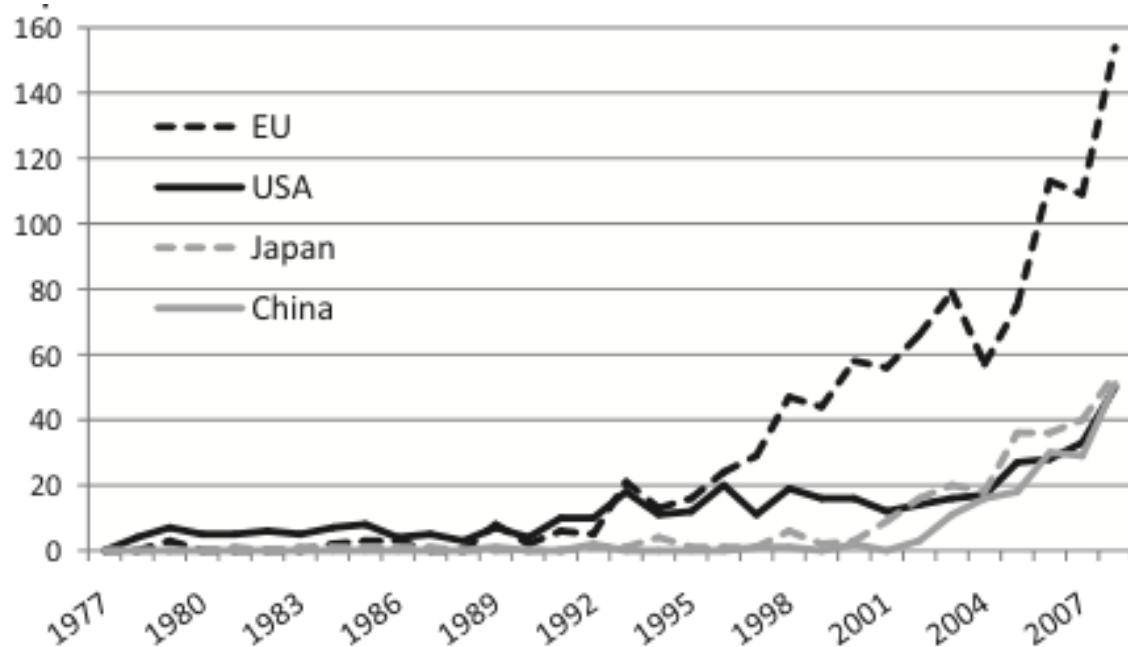


Figura 9 - Evolução das publicações sobre gaseificação de biomassa

Fonte: Kirkels et al., (2011)

Neste ponto faz-se necessário esclarecer alguns pontos sobre o processo de gaseificação. O processo de gaseificação, diferente do processo de combustão, é um processo termoquímico de oxidação parcial, ou seja, é um processo de reações químicas induzidas por calor, no qual não ocorre oxidação completa do combustível devido à presença de oxigênio abaixo da quantidade estequiométrica, geralmente de 1/5 a 1/3 desta (Collot, 2006).

Resumidamente, tal processo, tendo biomassa como insumo, é composto das seguintes reações principais:

Pirólise: Biomassa \rightarrow carbono + alcatrão + CO₂ + H₂O + CH₄ + H₂ + (C₂ – C₅) + impurezas

Oxidação parcial: C + 1/2O₂ \leftrightarrow CO ; ΔH = -109 kJ/mol

Reação de Boudouard: $C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO$; $\Delta H = +172 \text{ kJ/mol}$

Reação gás-água: $C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2$; $\Delta H = 131 \text{ kJ/mol}$

Reforma da mistura de vapor: $CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$; $\Delta H = 159 \text{ kJ/mol}$

Reação de *Shift*: $CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$; $\Delta H = -42 \text{ kJ/mol}$

Metanação: $C + 2 H_2 \rightleftharpoons CH_4$; $\Delta H = -87,5 \text{ kJ/mol}$

É válido ressaltar que o ΔH é para a temperatura de 298K.

Analizando as reações listadas acima pode-se observar que a primeira reação, é a reação endotérmica da pirólise, ou seja a quebra das moléculas maiores provenientes da matéria prima em moléculas menores na presença de calor. Esta é uma etapa importante na gasificação da biomassa, devido à sua grande quantidade de voláteis, cerca de 75% em base seca (Heyne, Liliedahl e Marklund, 2013). As reações subsequentes são as reações do processo de gaseificação. A Figura 10 apresenta uma ilustração do processo de gaseificação de biomassa.

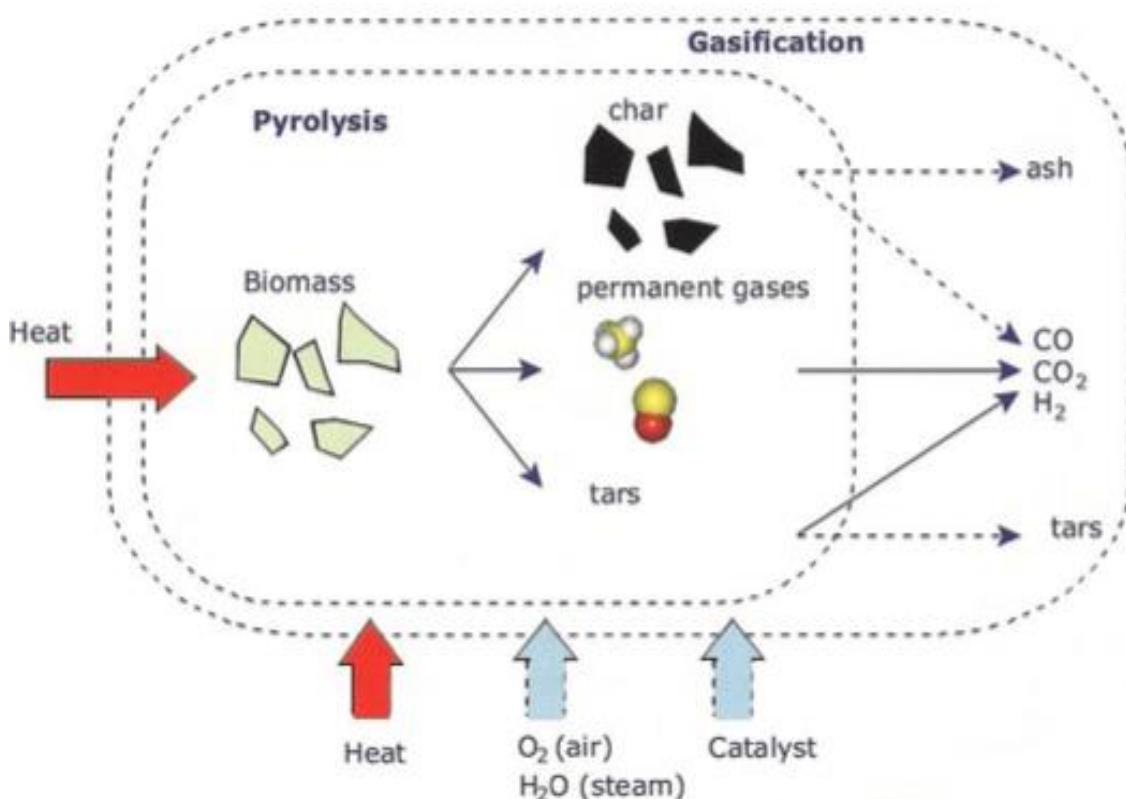


Figura 10– Ilustração do processo de gaseificação

Fonte: HEYNE; LILIEDAHL; MARKLUND (2013)

O gás de síntese proveniente deste processo não apresenta sempre a mesma composição. Esta depende de variáveis como o tipo de gaseificador, oxidante utilizado, temperatura e pressão do gaseificador e composição da matéria prima. Sendo assim, existe uma gama de possibilidades para a composição e propriedades do gás de síntese. O poder calorífico inferior (PCI) do gás de síntese, por exemplo, pode variar de 4 até 40 MJ/Nm³ (Couto *et al.*, 2013). Os principais destes fatores e como influenciam no gás de síntese serão apresentados a seguir.

2.2.1 Parâmetros que influenciam no processo de gaseificação

Oxidante

O oxidante é o agente que faz com que ocorra a oxidação parcial, ou seja, é com ele que a matéria-prima reage a fim de se obter o gás de síntese. Existem basicamente três opções: ar, oxigênio e vapor, cada um destes proveem um gás de síntese com características diferentes. O ar, por exemplo, apresenta como desvantagem possuir nitrogênio em sua composição, o que faz com que o gás de síntese proveniente da gaseificação com ar também apresente este elemento. Portanto, o poder calorífico do mesmo é menor. A utilização do oxigênio puro resolve este problema, mas o método de obtenção deste é custoso. Higman e Van Der Burgt (2003) apontam que a *Cold Gas Efficiency*⁹ (CGE) do processo cai de 82% para 61% quando se utiliza ar ao invés de oxigênio puro. Sendo assim, o oxidante deve ser escolhido de acordo com as características desejadas no gás de síntese e tipo de gaseificador. Existe ainda a possibilidade de se utilizar mais de um agente de gaseificação, como, por exemplo, oxigênio e vapor. A Tabela 1 apresenta a influência das relações de vapor/carbono e oxigênio/carbono na composição do gás de síntese, enquanto a Figura 11 apresenta o gráfico da influência da presença de oxigênio no oxidante na CGE.

⁹ Cold Gas Efficiency é um dos principais parâmetros da gaseificação. Ele indica a fração do poder calorífico da matéria prima conservada no gás de síntese, após este ser resfriado para a limpeza (Woolcock e Brown, 2013) Sua fórmula é: $\frac{\text{poder calorífico do gás}}{\text{poder calorífico da matéria prima}} \times 100$.

Tabela 1– Influência do vapor e oxigênio na composição do gás de síntese

Condições de gaseificação								
Vapor/carbono	20%	40%	60%	80%	40%	40%	40%	40%
Oxigênio/carbono	70%	70%	70%	70%	60%	80%	90%	100%
Composição do gás de síntese.								
H ₂	0,19	0,31	0,35	0,37	0,25	0,31	0,28	0,24
CO	0,74	0,61	0,52	0,46	0,63	0,60	0,59	0,58
CO ₂	0	0,05	0,09	0,12	0,04	0,06	0,09	0,12
CH ₄	0,07	0,03	0,02	0,01	0,08	0	0	0
H ₂ O	0	0,01	0,03	0,04	0,01	0,02	0,04	0,05

Fonte: Gnanapragasam *et al.*, (2009)

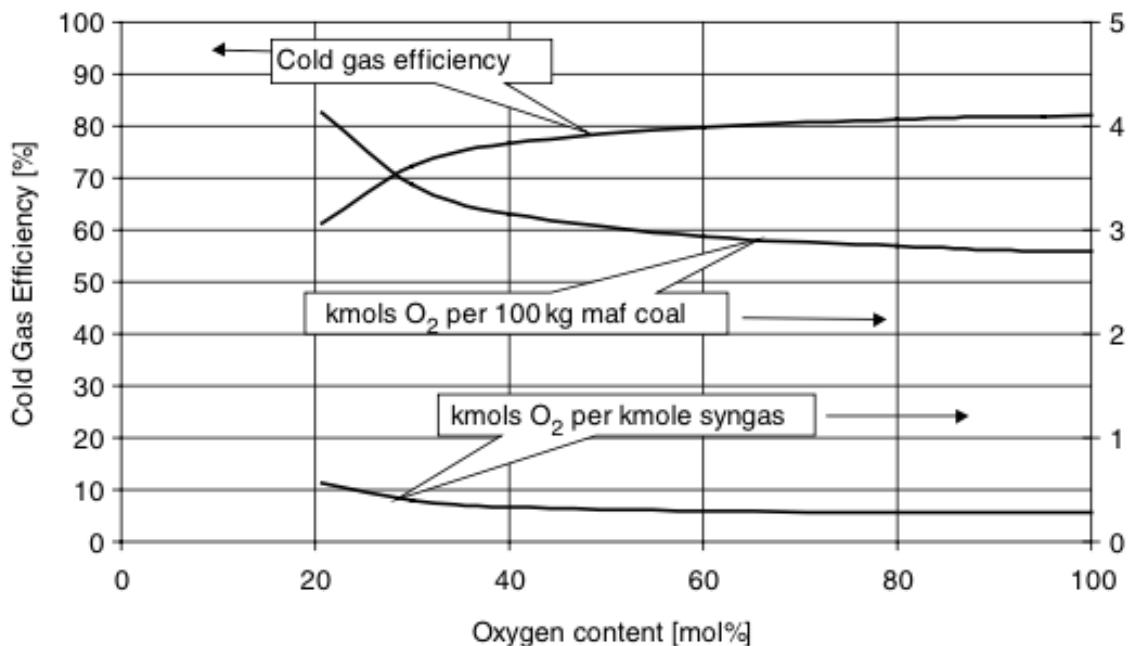


Figura 11– Influência do oxigênio na CGE

Fonte: Higman *et al.*, (2003)

Composição da matéria-prima.

As diferenças mais relevantes da biomassa em relação ao carvão quando se leva em consideração o processo de gaseificação são: o alto teor de oxigênio, umidade e voláteis, que se encontram entre 30 e 40%, 10 e 65%, e 60 e 80%, respectivamente (Basu, 2006),

além da moabilidade, característica essencial para a tecnologia de leito de arraste como será visto.

Toda biomassa é composta basicamente de carbono, hidrogênio e oxigênio, além de outros elementos, sendo o mais comum deles o nitrogênio (Kirubakaran *et al.*, 2009). Por terem composições diferentes as biomassas também apresentam características diferentes, sendo algumas delas essenciais no processo de gaseificação e na caracterização do gás de síntese, como: teor e composição das cinzas, poder calorífico e umidade. Cada uma dessas características afeta o processo e seu resultado de forma diferente, por exemplo: quanto maior a umidade de uma biomassa menor o seu poder calorífico (Basu, 2006), apesar de a biomassa poder ser pré-tratada para que se diminua sua umidade. Sendo assim são feitas análises para saber exatamente as características de cada biomassa. A Tabela 2 apresenta tais características dos principais tipos de biomassa. Vale ressaltar que os fatores x , y e z , são os coeficientes da fórmula química típica da biomassa: $C_xH_yO_z$.

Tabela 2 - concentração de carbono, hidrogênio, oxigênio e principais características da biomassa ($C_xH_yO_z$)

Biomassa	Análise Elementar (% peso)				PCS (MJ/kg)	Densidade (kg/m ³)	X	Y	Z	% de conversão de carbono
	C	H	N	O						
Bagaço	43,8	5,8	0,4	47,1	16,29	111	3,65	5,8	2,94	81
Fibra de coco	47,6	5,7	0,3	45,6	14,67	151	3,97	5,7	2,85	72
Casca de coco	50,2	5,7	0,0	43,4	20,50	661	4,18	5,7	2,71	65
<i>Coir pith</i>	44,0	4,7	0,7	43,4	18,07	94	3,67	4,7	2,71	74
Espiga de milho	47,6	5,0	0,0	44,6	15,65	188	3,97	5,0	2,79	70
Talo de milho	41,9	5,3	0,0	46,0	16,54	129	3,49	5,3	2,88	82,3
Restos de algodão	42,7	6,0	0,1	33,0	17,48	109	3,56	6,0	3,10	87
Casca de noz	48,3	5,7	0,8	39,4	18,65	299	4,03	5,7	2,46	61,2
Casca de milhete	42,7	6,0	0,1	33,0	17,48	201	3,56	6,0	2,06	58
Casca de arroz	38,9	5,1	0,8	39,4	15,29	617	3,24	5,1	2,00	62
Palha de arroz	36,9	5,0	0,4	37,9	16,78	259	2,08	5,0	2,37	82,4
Leucina	48,2	5,9	0,0	45,1	19,78	259	4,02	5,9	2,82	70,2
Palha de trigo	47,5	5,4	0,1	35,8	17,99	222	3,96	5,4	2,24	56,5
Média	44,6	5,5	0,3	41,8	17,32	253,84	3,72	5,49	2,61	70,89

Nota: entende-se por porcentagem de conversão a porcentagem do carbono que pode ser convertido em CO devido ao oxigênio presente na biomassa. Fonte: Kirubakaran et. al. (2009)

Cinzas

Todo processo de gaseificação, independente da tecnologia, matéria-prima ou oxidante produz cinzas. É claro que o tipo e teor de cinzas são afetados por estas variáveis. Segundo Higman e Van der Burgt (2003), cinzas são o resíduo inorgânico formado após a conversão termoquímica, que consiste basicamente de sílica, alumina, óxido de ferro e componentes sulfurosos. As cinzas pouco afetam nas propriedades do gás de síntese mas precisam ser removidas, uma vez que afetam a operação do gaseificador. Elas podem estar no estado líquido ou sólido dependendo da temperatura do processo e, portanto, tecnologia de gasificação. Em gaseificadores de arraste, por exemplo, as cinzas são removidas no estado líquido, enquanto nos gaseificadores de leito fixo elas são removidas no estado sólido. Sendo assim, a temperatura de fusão das cinzas se torna uma variável importante do processo de gaseificação (Basu, 2006) – as diferentes tecnologias de gasificação e a influência de cinzas em cada uma das tecnologias será aprofundada na seção 2.2.2 Vale ressaltar que a temperatura de amolecimento das cinzas (em inglês *Ash Fusion Temperature* – AFT) em gaseificadores de biomassa é menor devido à composição da mesma que possui mais sílica, potássio e sódio (Tremel *et al.*, 2013). A Tabela 3 apresenta a composição das cinzas de três tipos de biomassa.

Tabela 3 - Composição das cinzas de diferentes biomassas.

	Casca de arroz	Restos de madeira	Serragem
% da cinza			
SiO ₂	89	32	4.9
Al ₂ O ₃	0.41	6.2	0.93
TiO ₂	-	14	0.2
Fe ₂ O ₃	0.25	2.8	1.3
CaO	0.75	17	32
MgO	0.43	2.7	4.8
Na ₂ O	0.06	2.8	2.4
K ₂ O	2.2	4.7	8.7
P ₂ O ₅	-	6.3	-
SO ₃	0.49	-	19

Fonte: Basu (2006)

Pressão e temperatura

As condições de operação, ou seja, as condições na qual o processo de gaseificação ocorre, influenciam o equilíbrio e a taxa com a qual as reações de 3-1 até 3-6 ocorrem. Como é de se esperar, com o aumento da temperatura, as reações endotérmicas (3-3 e 3-4) são favorecidas. Outro fator influenciado pela temperatura é a CGE. Quanto maior a temperatura de saída do gás de síntese, mais energia química (poder calorífico) foi convertida em calor sensível. Ademais, quando maior a temperatura da reação, maior será a possibilidade de corrosão do reator (Basu, 2006).

Couto et. al. (2013) apontam que a pressão influencia diretamente no material do qual o reator é feito, uma vez que este passa a ter a necessidade de suportar tais pressões, e no tamanho do gaseificador. Isto faz com que o custo do equipamento aumente, porém altas pressões levam à uma maior CGE, podendo esta chegar à 95% (Couto *et al.*, 2013). A pressão ainda tem influência sobre o coque formado no processo: quando a pressão de operação é alta, o coque possui maior superfície de contato o que faz com que a reatividade do mesmo aumente.

2.2.2 Tecnologias de gaseificação

Existem diversas formas de se realizar o processo de gaseificação, o que faz com que existam diferentes tipos de plantas de gaseificação utilizando diferentes tecnologias. Existem, majoritariamente três tipos de tecnologia: O leito fixo, leito fluidizado e leito de arraste. Tais tecnologias são detalhadas a seguir.

Leito fixo

Também conhecido como leito móvel, o leito fixo é a tecnologia de gaseificação mais antiga (Higman e Burgt, van der, 2003). Neste tipo de tecnologia o combustível é inserido por cima e desce ao longo do gaseificador pelo efeito da gravidade. O oxidante, por sua vez, pode ser inserido no mesmo sentido do combustível (co-corrente) ou no sentido contrário (contra-corrente). Nos reatores de co-corrente, o oxidante e o combustível são inseridos por cima e, nesta região, reagem com os produtos da pirólise. Nesta etapa são produzidos tanto gases como sólidos (cinzas e alcatrão) que percorrem o reator em correntes separadas (Ruiz *et al.*, 2013). Nos reatores de contra-corrente, assim como no reator de co-corrente, a primeira etapa do processo é a etapa de pirólise onde as moléculas da biomassa são quebradas. Como o oxidante é inserido por baixo, se encontra com os produtos da pirólise no meio do gaseificador, região de maior temperatura (cerca de 1300°C) depois o gás continua a percorrer o gaseificador até ser retirado pela parte de cima. Neste processo o gás é secado e resfriado até 100 – 200°C (HOFFMANN, 2010). Sendo assim, as zonas de reação são diferentes para estes dois tipos de reator, (Ruiz *et al.*, 2013). A Figura 12 apresenta o esquema de gaseificador de contra-corrente com uso de carvão.

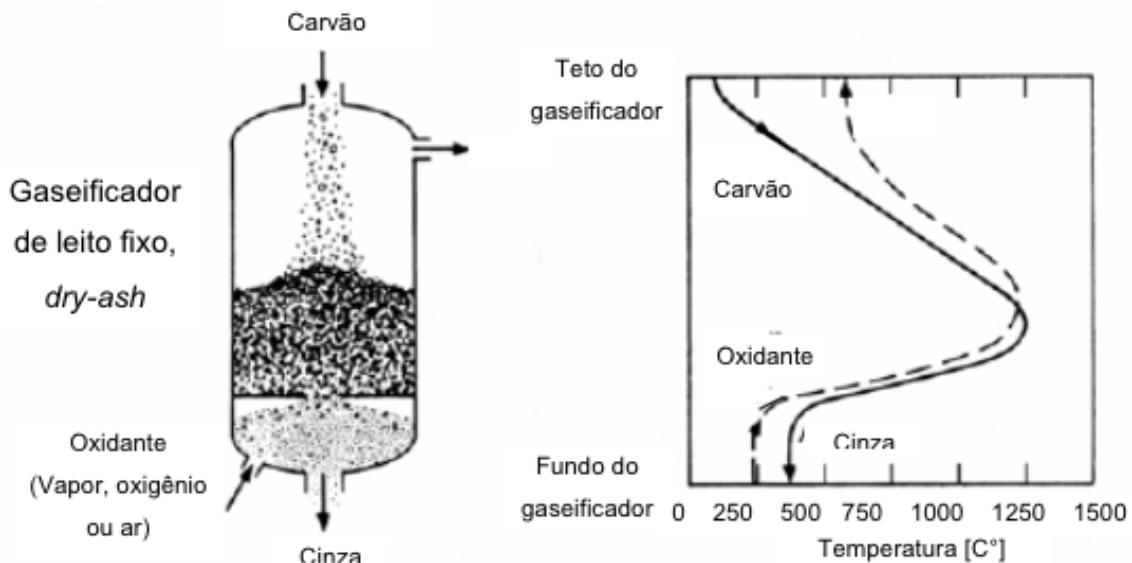


Figura 12– Esquema com as diferentes zonas do gaseificador de contra-corrente

Fonte: Holt (2004).

Da Figura 12, pode-se concluir que a gaseificação em leito fixo não é homogênea. Outra variação possível neste tipo de tecnologia está relacionada com o modo de remoção das cinzas. As cinzas podem ser secas (gaseificadores do tipo *dry-ash*). Neste tipo de gaseificador a temperatura tem que ficar abaixo daquela de amolecimento de cinzas, uma vez que a extração da mesma é feita através de uma grade na parte de baixo do reator (Collot, 2006). As cinzas também podem estar na forma de leito de lama (gaseificadores do tipo *slagging*).

Por fim vale destacar que a limitação dos gaseificadores de leito fixo se relaciona com o tamanho das partículas do combustível na entrada do reator. Este não pode ser muito pequeno, pois pode obstruir os canais do reator danificando o mesmo. Higman; Van der Burgt (2003) apontam que para o carvão o tamanho mínimo é de 6mm, enquanto Kaltschmitt (2001) aponta que para a biomassa este é de 20mm.

Leito de arraste

Neste tipo de tecnologia o combustível também é inserido pela parte de cima do gaseificador. Existe, porém, a necessidade de pulverizá-lo previamente a um nível de

baixa granulometria, o que faz com que este tipo de gaseificador não seja normalmente indicado para biomassa (Kirkels e Verbong, 2011). Sendo assim, esta tecnologia será abordada somente de forma breve. Como dito, neste tipo de reator o material é inserido por cima na forma pulverizada, menor que 100µm (Higman e Burgt, van der, 2003), isto possibilita que o combustível seja inserido no reator à alta pressão. Após entrar no reator ele entra em contato diretamente como o agente oxidante. Este tipo de reator opera nas condições de temperatura na faixa de 1200 – 1600°C e pressão de 2 – 8 MPa (Collot, 2006). Estas temperaturas elevadas estão acima da temperatura de amolecimento de cinzas normalmente presentes na biomassa, o que faz com que reatores desse tipo sejam do tipo *slagging*. As elevadas temperaturas ainda fazem com que o tempo de residência do material no reator seja curto, além de aumentar a taxa de conversão, o que aumenta também a eficiência do processo (Ruiz *et al.*, 2013). Além disso, o leito de arraste chama atenção por ser a tecnologia mais aplicável ao IGCC, uma vez que esta tecnologia produz um gás de síntese com baixa concentração de alcatrão quando comparada às outras tecnologias (Ruiz *et al.*, 2013). A Figura 13 ilustra o processo que ocorre neste tipo de gaseificador, além de destacar as diferentes zonas de reação do mesmo.

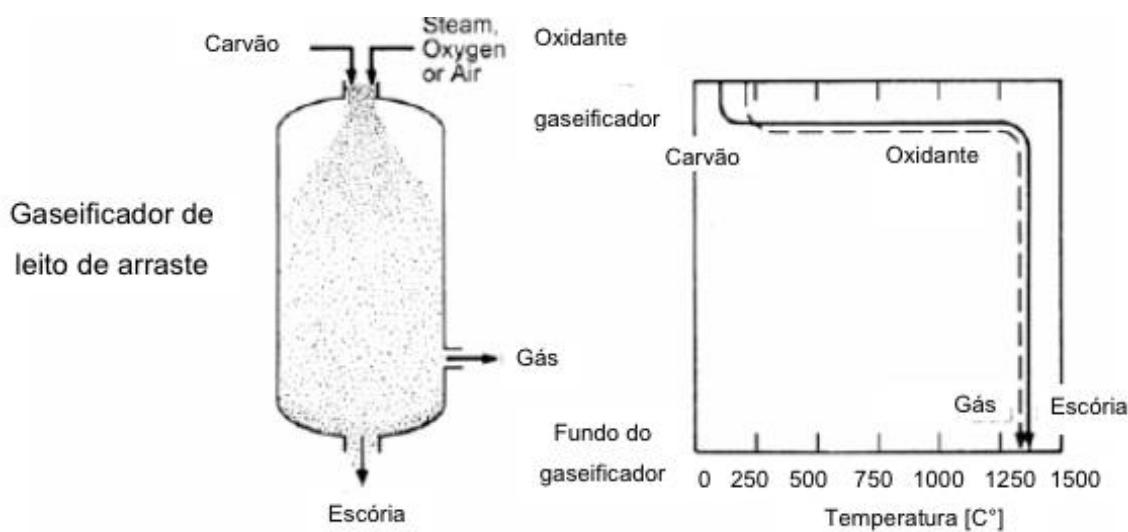


Figura 13 – Ilustração do gaseificador de leito de arraste e suas zonas de reação.

Fonte: Holt (2004).

Leito fluidizado

Esta alternativa tecnológica pode ser dividida em quatro tipos: Leito fluidizado borbulhante (LFB), circulante (LFC), duplo (LFD) e de transporte (LFT), este último, porém, não será abordado nesta dissertação. Apesar desta subdivisão, todos os gaseificadores têm o combustível inserido pela parte de cima do reator, de forma particulada, (Higman e Burgt, van der, 2003) enquanto o oxidante é inserido por baixo. O material sólido particulado inserido por cima se encontra com uma corrente de gás que percorre o gaseificador no sentido ascendente. A velocidade desta corrente é alta o suficiente para fazer com que as partículas sólidas se movimentem livremente pelo reator, o que faz com que o leito se comporte como um fluido, o que dá o nome a este tipo de tecnologia (Ruiz *et al.*, 2013). O leito fluidizado opera normalmente a temperaturas na faixa de 800 – 950°C para biomassa (geralmente abaixo da temperatura de amolecimento de cinza da biomassa) (Higman e Burgt, van der, 2003). O tempo de residência é de 10 – 100s e o combustível é particulado até um tamanho de grão de 0,5 – 5mm (Collot, 2006). Este tipo de gaseificador tem o processo de queima mais homogêneo do que os gaseificadores de leito fixo, o que faz com que o gás de síntese proveniente do mesmo seja uniforme e com baixo teor de alcatrão (Alauddin *et al.*, 2010), além de operar com uma faixa maior de tamanho e formatos de matéria-prima, o que faz com que o leito fluidizado seja mais indicado para gaseificação de combustíveis heterogêneos, de má moabilidade, como a biomassa. Por fim, vale ressaltar que, quando comparado com o leito fixo, o leito fluidizado ainda apresenta maior capacidade de processamento. Para uma mesma matéria prima o leito fluidizado atingiu 28 GJ/m²/h enquanto o leito fixo teve uma capacidade de 4,5 GJ/m²/h (BASU, 2005).

Leito fluidizado borbulhante e circulante:

O leito fluidizado borbulhante e circulante apresentam diversas características em comum e se diferem principalmente pelo fato de o reator LFC fazer com que o leito que contém o combustível circule na unidade, o que faz com que o calor seja transferido para o mesmo de forma homogênea e a combustão seja mais completa. No LFB, o calor é transferido pela parte inferior do reator e não há circulação do leito, o que faz com que as bolhas se formem. Conforme a temperatura de operação e o fluxo de gás aumentam, as bolhas de

oxidante no LFB também aumentam em quantidade, tais bolhas fazem com que o oxigênio atravesse o leito sem reagir, o que diminui a taxa de conversão (Koorneef, 2007). Para resolver tal problema se utiliza o LFC que não forma bolhas. Apesar da formação de bolhas, LFB apresenta como vantagem o fato de ser uma tecnologia mais simples, menos custosa e mais compacta, quando comparada ao LFC e LFD. Este porém apresenta como desvantagem a baixa taxa de difusão de oxigênio, o que faz com que o processo perca eficiência (Alauddin et al., 2010). Basu (2006) fez uma comparação apresentando as principais vantagens e desvantagens entre o LFB e LFC, chegando à conclusão de que o LFC é mais indicado para a conversão de biomassa devido à maior homogeneidade no processo, apesar de ser mais custoso. Os parâmetros comparados são apresentados a seguir:

1. O LFC opera com uma variedade maior de matéria prima, quando se leva em consideração o tamanho e a forma da mesma, por isso é mais indicado para biomassa.
2. Por aceitar uma variedade maior de tamanhos de matérias primas o LFC pode operar com partículas menores que 400mm, o que faz com que se aumente a superfície de contato tornando o processo mais eficiente
3. O LFC gera menos alcatrão que o LFB devido à recirculação dos sólidos
4. O LFB apresenta menor tempo de residência, porém uma conversão menos uniforme.
5. O LFC opera com velocidades mais altas que o LFB, sendo estas 4-7 e 1-1,5 m/s respectivamente¹⁰.
6. O LFC apresenta um processo mais homogêneo que possui como resultado um gás de síntese mais uniforme.
7. O LFC consome mais energia que o LFB devido ao sistema de circulação.

¹⁰ Isto permite que a escala dos LFC sejam maiores, em 2012 o maior reator LFC tinha capacidade de 460 MWe, espera-se que nos próximos anos essa possa chegar a 800MWe. (Hoffmann, Szklo e Schaeffer, 2012).

Por fim será apresentado na Figura 14 o esquema destes dois tipos de gaseificador, enquanto o gráfico da Figura 15 apresenta as diferentes zonas de conversão de um LFB.

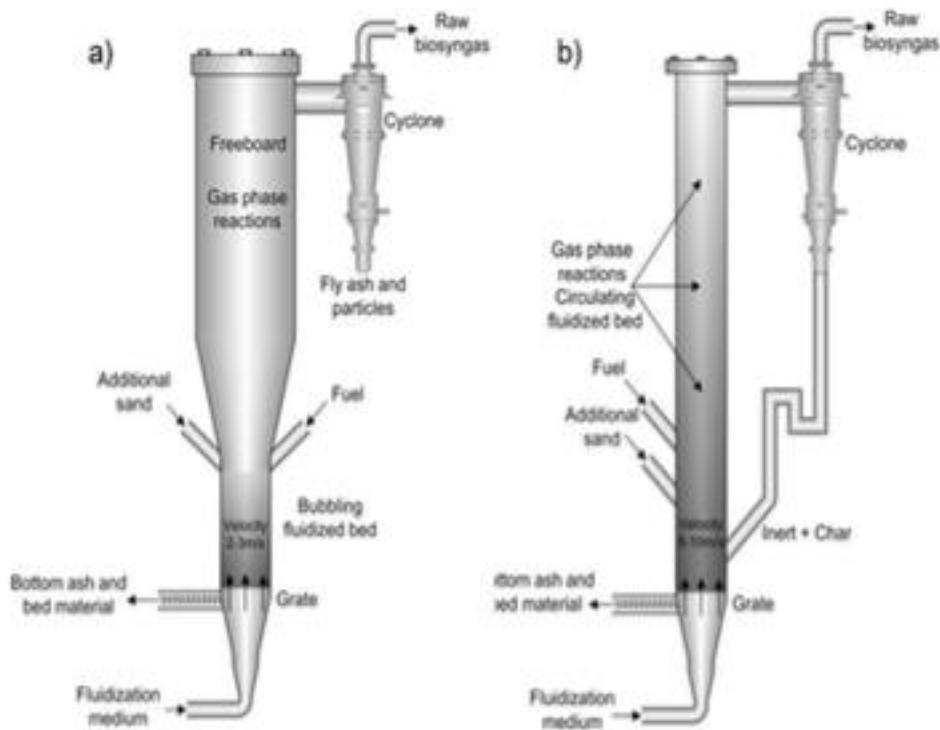


Figura 14 – ilustração do LFB e LFC

Fonte: Heyne *et al.*, (2013)

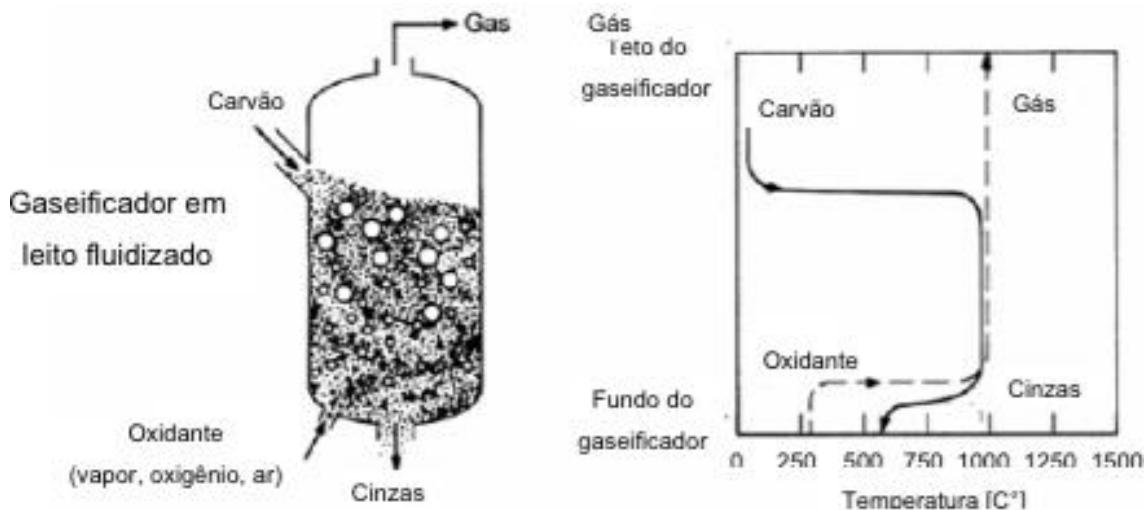


Figura 15 – Esquema ilustrativo e análise da reação de um LFB

Fonte: Holt (2004)

Leito Fluidizado Duplo

O LFD também conhecido como *Twin fluidized bed reactor*, *Hybrid reactor*, *Indirect reactor* ou até *Internal circulation fluidized bed*, nada mais é do que a combinação de dois gaseificadores. Este arranjo é utilizado quando se deseja um gás com poder calorífico maior do que os atingidos em gaseificadores de leito fluidizado simples. Devido a suas menores temperaturas de operação (Ruiz *et al.*, 2013) o poder calorífico de um gás proveniente deste tipo de gaseificador é de 10-14 MJ/Nm³ (Heyne, Liliedahl e Marklund, 2013). Neste sistema o material circula entre estes dois reatores, sendo que cada um apresenta funções diferentes. O primeiro reator se ocupa do processo de gaseificação em si, sendo assim o gaseificador de fato, enquanto o segundo tem como objetivo de oferecer calor para que a reação ocorra sendo assim chamado de combustor. Tais papéis geralmente são desempenhados por um reator LFB e LFC respectivamente (Alauddin *et al.*, 2010). A Figura 16 apresenta o funcionamento deste tipo de gaseificador.

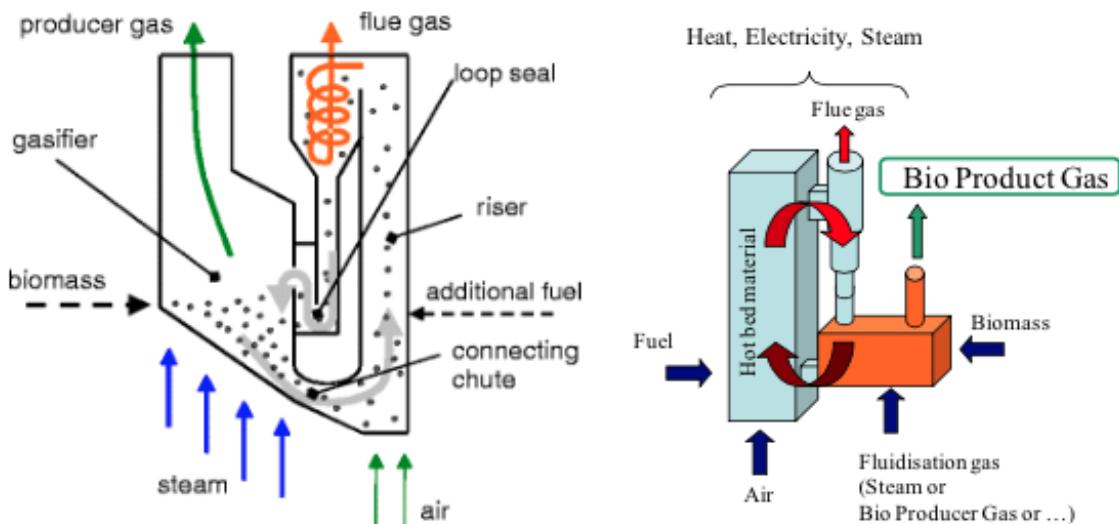


Figura 16 – ilustração de um gaseificador LFD

Fonte: (Heyne *et al.*, (2013)

Neste sistema as temperaturas de gaseificação são próximas das temperaturas de um gaseificador em leito fluidizado simples, enquanto a temperatura na câmara de combustão é mais elevada para que esta possa ceder calor ao processo de gaseificação. Uma vantagem deste arranjo é a possibilidade de se produzir gás de síntese livre de nitrogênio sem que se utilize oxigênio puro (Alauddin *et al.*, 2010). Como este tipo de tecnologia ainda está sendo desenvolvido, as informações sobre a mesma ainda são limitadas. Por fim a Tabela 4 apresenta as principais características de cada uma das tecnologias apresentadas e suas variações.

Tabela 4 – Comparação entre os principais tipos de gaseificador

	Co-corrente	Contra-corrente	LFB	LFC	Leito de arraste	Leito fluidizado duplo
Especificação da matéria prima	< 51mm	< 51mm	< 6mm	< 6mm	< 0,15mm	< 6mm
Umidade máxima (%)	25	60	<55	<55	<15	<11-25
PCI típico do gás de síntese (MJ/Nm ³)	4,5-5,0	5-6	3,7-8,4	4,5-13	4-6	5 – 6,3 ¹¹
Quantidade de alcatrão (g/nm ³)	0,015-3,0	30-150	3,7-61,9	4-20	0,01-4	5,6-6,3
Temperatura de reação (°C)	1090	1090	800-1000	800-1000	1990	800-1000
Hot gás efficiency (%)	85-90	90-95	89	89	80	90-95
Temperatura de saída do gás de síntese (°C)	>1250	>1000	>1000		>1250	>1000

Fonte: Elaboração própria a partir de Ruiz *et al.* (2013)

Estado atual de desenvolvimento das tecnologias de gaseificação de biomassa

O *Gasification Technologies Council* indica em junho de 2015 a existência de 47 plantas de gaseificação de biomassa entre plantas em operação, construção e planejadas, somando um total e 2089,15 MWth¹² no mesmo ano. Tabela 5 apresenta estas plantas e suas principais características.

¹¹ Em seu estudo Ruiz et al., (2013) utilizou ar como agente de gaseificação, o que faz com que o PCI do gás de síntese resultante seja menor.

¹² MWth se refere à megawatt térmico, ou seja é a potência referente à energia térmica do gás de síntese produzido.

Tabela 5 - Resumo das 47 plantas de gaseificação de biomassa em 2015

Nome	País	Capaci- dade (MWth)	Geração de syngas (Nm ³ /d)	Finalidade	Status
Ajos BTL Plant	Finlândia	300	2136000	Combustível líquido	planejamento
Amecentrale Fuel Gas Plant	Holanda	84	614300	Combustível líquido	operação
Battle Creek Gasification system	EUA	3,7	27000	Geração de EE	construção
Biomasse Kraftwerk Villach	Austria	11,9	85000	Geração de EE	operação
Biomassekraftwerk Oberwart	Austria	6,5	46000	Geração de EE	operação
Cabin Creek Biomass Energy	EUA	6	45000	Geração de EE	planejamento
CHU Mont-Godinne CHP	Bélgica	1,7	11000	Geração de EE	operação
Ciamber CHP	Itália	2,6	20000	Geração de EE	operação
Collinwood BtL Plant	EUA	54	400000	Combustível líquido	planejamento
Daio Gasification Plant	Japão	9,3	65000	Geração de EE	operação
Dockside Green Biomass Gasification System	Canadá	1,5	10500	Aquecimento	operação
Enamora CHP Plant	Espanha	15	100000	Geração de EE	operação
Esperance BTL Plant	Austrália	85	600000	Combustível líquido	planejamento
Gadesco Pieve CHP	Itália	4,4	31000	Geração de EE	operação
GoBiGas	Suécia	21		Combustível gasoso	construção
GoBiGas 2	Suécia	80	576000	Combustível gasoso	planejamento
Heffley Creek Biomass Gasification System	Canadá	10,6	76000	n.d.	operação
Holzverstromung Nidwalden	Suíça	3,8	26000	Geração de EE	operação

Ishikawa CHP Plant	Japão	7	50000	Geração de EE	operação
Kaidi Biomass Gasification Plant	China	8,75	63000	Combustível líquido	operação
Karlovo Power Plant	Bulgária	15	100000	Geração de EE	construção
Kymijärvi ACFBG Plant	Finlândia	48	351118	Geração de EE	operação
New Westminster Gasification System	Canadá	13,6	98000	Geração de EE	operação
Newry Biomass	Reino Unido	6,7	48000	Geração de EE	operação
Norrskundet ACFBG Unit	Suécia	20	146299	Combustível gasoso	operação
Oak Ridge Biomass Gasifier	EUA	10,2	73000	Vapor	operação
Parma CHP	Itália	3,7	26000	Geração de EE	operação
Pietarsaari ACFBG Unit	Finlândia	28	204819	Combustível gasoso	operação
Red Rock Biofuels	EUA	69	500000	Combustível líquido	planejamento
Riceland Foods, Jonesboro	EUA	15	105000	Vapor	operação
Rodao ACFBG Unit	Portugal	15	87800	Combustível gasoso	operação
Rossano Calabria Plant	Itália	5		Geração de EE	operação
Rüdersdorf Fuel Gas Plant	Alemanha	100	732000	Combustível gasoso	operação
Ruien Power Plant Gasifier	Bélgica	50	350	Geração de EE	operação
Schwarze Pumpe Bio-Methanol	Alemanha	3,7	27000	Geração de EE	operação
Skive	Dinamarca	15	232000	Geração de EE	operação
Södra Cell	Suécia	27	190000	Combustível gasoso	operação
Stracel BTL Plant	França	260	1890000	Combustível líquido	operação
Tacuarembo CHP Unit	Uruguai	72	500000	Geração de EE	operação

University of North British Columbia	Canadá	5,2		Aquecimento	operação
USC Gasification System	EUA	1,8	14000	Geração de EE	operação
Värmlands Methanol Plant	Suécia	93	670000	Combustível líquido	planejamento
Vaskiluodon Voima	Finlândia	100		Combustível gasoso	operação
Villanova Mondovi Power Plant	Itália	3,5	25000	Geração de EE	operação
Woodspirit Biomethanol Plant	Holanda	386	2775000	Químicos - Metanol	operação
Yamagata CHP Plant	Japão	6	500000	Geração de EE	operação

Nota: EE = eletricidade.

Fonte: Elaboração própria a partir de gasification.org, (2015)

Analizando a Tabela 5, pode-se concluir que atualmente 18 países possuem plantas de gaseificação de biomassa, sendo o mais relevante os EUA com sete plantas, seguido de Itália e Suécia com cinco plantas cada e Canadá com quatro. O mais comum, porém, é o país possuir apenas uma planta como é o exemplo de sete dos 18 países apresentados acima. Ainda avaliando a Tabela 5, depreende-se que o principal objetivo de gaseificação, é a geração de energia elétrica. De fato, 28 das 47 plantas em questão têm este objetivo. O segundo objetivo mais importante é a geração de combustíveis líquidos e gasosos, sendo este realizado em 16 das 47 plantas, onde 8 plantas produzem combustíveis líquidos e 8 plantas combustíveis gasosos.

2.3 Tecnologia CSP

A tecnologia heliotérmica, ou CSP, é uma forma de aproveitamento da energia solar para geração de energia elétrica. Este tipo de tecnologia utiliza superfícies refletoras que concentram a radiação solar em um receptor, geralmente feito de um material de alta absorbância que, ao receber a radiação solar, a converte em energia térmica. Neste receptor circula um fluido de trabalho, geralmente óleo sintético ou sal fundido, cujo objetivo é retirar calor do receptor. Uma vez que recebeu calor do receptor este fluido de trabalho ativa um ciclo de potência (usualmente Rankine ou Brayton (Dunham e Iverson, 2014)) podendo operar das seguintes maneiras:

1. A primeira é um arranjo de circuito primário-secundário: após o fluido passar pelo receptor, este tem como destino o reservatório quente do ciclo termodinâmico de potência. Sendo assim, a planta CSP, a partir desta etapa é idêntica a uma planta termelétrica convencional.
2. A outra opção inclui mais uma etapa que é a etapa de armazenamento, onde o fluido de trabalho armazena parte do calor absorvido no receptor. Este armazenamento pode se dar através de meio sólido ou líquido, sendo o mais comum o armazenamento através de dois tanques de sais fundidos ou óleo sintético, sendo um quente e outro frio (Gil *et al.*, 2010). A energia térmica fica armazenada nestes tanques de modo a, quando houver falta de recurso solar, eles fornecerem calor para o sistema. Isto faz com que o fator de capacidade da planta aumente e permite controlar a sua operação (Schneider e Maier, 2014). A Figura 17 mostra o esquema de uma planta CSP operando com circuito secundário e sistema de armazenamento.

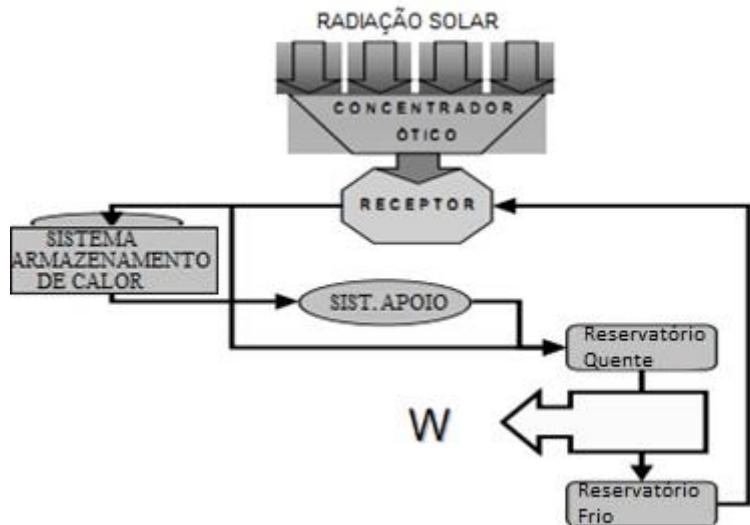


Figura 17 - Esquema genérico de uma planta CSP

Fonte: Soria (2011), adaptado pelo autor

Outra opção para que se aumente o fator de capacidade é a hibridização da planta com outra fonte de energia térmica (Peterseim *et al.*, 2014), como é o caso das plantas desta dissertação – como será visto na sequência deste trabalho.

2.3.1 Diferentes tecnologias CSP.

Existem quatro tipos de tecnologias CSP: Cilindro Parabólico, Refletor Linear Fresnel, Torre de Concentração e Disco Stirling. Uma prática comum para a tecnologia CSP, sendo inclusive adotada pela Agência Internacional de Energia (IEA) é classificar a tecnologia CSP de acordo com seu foco (linear ou pontual) e receptor (fixo ou móvel).

Os receptores fixos, como o nome diz, são dispositivos estacionários que não acompanham o movimento do coletor, enquanto os receptores móveis se deslocam junto com o coletor. O foco pode ser linear, neste os raios de sol são direcionados para uma superfície, ou pontual, neste os raios são concentrados em um ponto e não mais em uma superfície. A Figura 18 mostra as diferentes tecnologias segundo esta classificação.

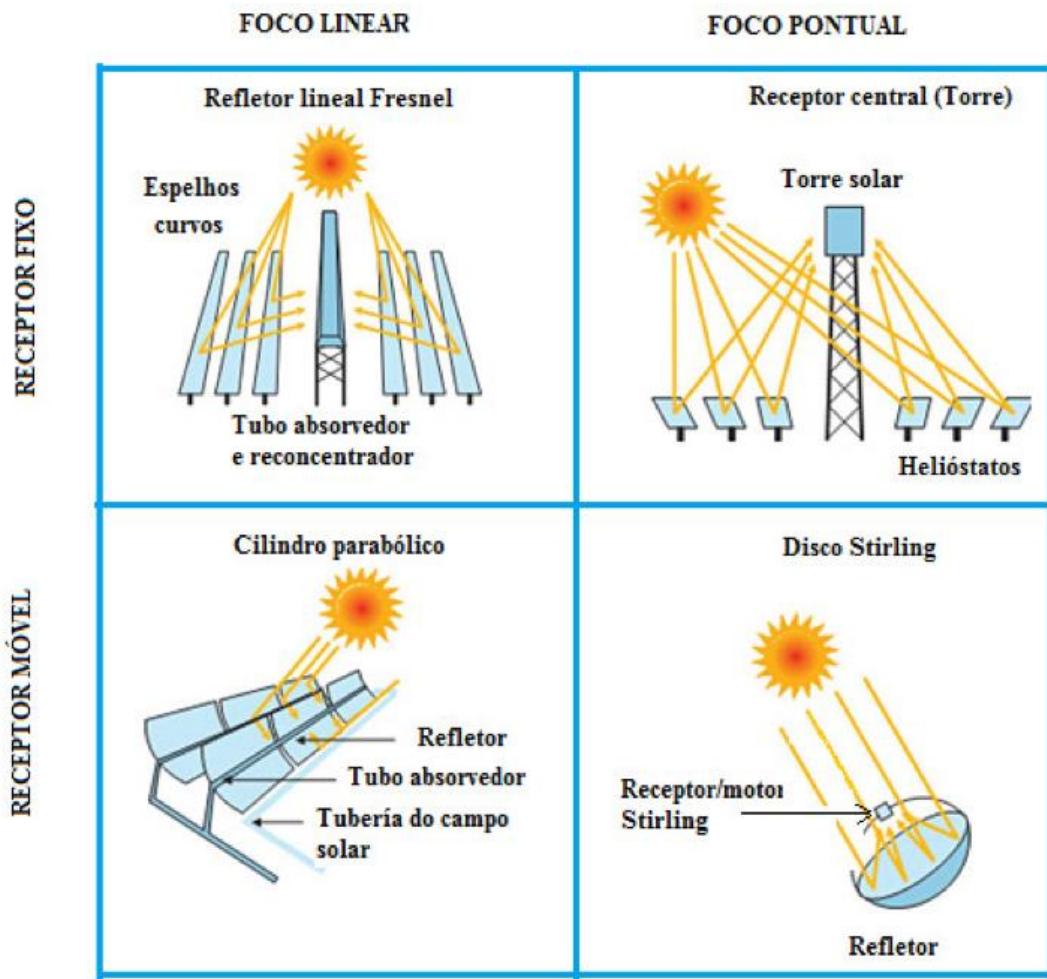


Figura 18 - Classificação dos tipos de tecnologia CSP

Fonte: Soria (2011)

Além da distinção entre foco e receptor, as quatro tecnologias CSP apresentam diversas diferenças técnicas como temperatura de operação, potência típica, custo nivelado e fator de concentração. Sendo assim, a Tabela 6 apresenta as principais características.

Tabela 6 - Comparação entre as quatro tecnologias CSP

		Tecnologia CSP			
	Unida de	Lineal Fresnel	Cilindro Parabólico	Receptor Central	Disco Parabólico
Parâmetros técnicos	Potência típica por usina	MWe	1-200	10-200	0,01-0,40
	Temperatura de operação	°C	50-300 (típico 390°C)	50-400 (típico 565°C)	300-2.000 (típico 750°C)
	Eficiência pico	%		20,0	23,0
	Eficiência líquida (média anual)	%	8-10	11-16	15-30
	Fator de concentração	vezes	25-200	80-200	300-1.000
	Potência instalada até março 2014	MWe	53,26	3.406,7	496
Parâmetros comerciais	Estágio comercial		Protótipos-demonstraç ão	Disponível comercialm ente	Demonstraç ão
	Maturidade tecnológica		Madura	Muito madura	Mais recente
	Risco tecnológico		Médio	Baixo	Médio
	Armazenamento de eletricidade		Limitado	Limitado	Sim
	Desenhos híbridos		Sim	Sim	Sim
	Demanda de área		Médio	Grande	Médio
	Custo relativo		Muito baixo	Baixo	Alto
Parâmetros econômicos	Custo por potência instalada: CAC=com armazenamento de calor; SAC= sem armazenamento de calor; GDV= geração direta de vapor.	USD/W	3,0 (SAC)	3,82 - 8,40 (SAC); 6,65 - 10,50 (CAC._ 6h); 2,30 (GDV)	4,0 (SAC); mais de 4,0 (CAC)
	Custo de O&M	cent. USD/k Whe	...	1,2 -2	3,4
					21

Fonte: Baseado em SORIA, (2011); CSP TODAY (2014); PUROHIT, I.; PUROHIT, P., 2010; NIXON et al., 2010; FERNÁNDEZ-GARCÍA et al., 2010; BARLEV et al., 2011; LODI, 2011; LOVEGROVE et al., 2011; VIEBAHN et al., 2008; ARVIZU et al., 2011). Recopilação e elaboração própria

Antes de entrar em mais detalhes técnicos sobre cada uma das quatro tecnologias CSP, faz-se necessário apresentar o panorama atual desta tecnologia no mundo.

2.3.2 Panorama mundial

A Tabela 7 apresenta a potência CSP no mundo até março de 2014 segundo o status: anunciado, planejado, em desenvolvimento, em construção, em operação. Segundo a classificação do CSP TODAY (2014), o status “anunciado” engloba as menções de interesse em desenvolver plantas CSP que a imprensa publica, mas das quais não existe evidência de progresso. Projetos “planejados” são aqueles que já têm estudos de

factibilidade ou pré-factibilidade. Projetos “em desenvolvimento” incluem aqueles empreendimentos à procura de financiamento, licenças e construtores. Atividades como preparação do terreno, construção de caminhos de acesso já são indícios de que o projeto está em etapa de construção. Existe uma etapa prévia de comissionamento, nela realizam-se todos os testes prévios à conexão à rede elétrica. Neste relatório, os projetos em etapa de comissionamento são contabilizados entre os projetos “em construção”, somando 263 MWe. Finalmente, os projetos “em operação” são aqueles que já fornecem eletricidade para à rede.

Segundo CSP TODAY, (2014), até março 2014 registraram-se 96 projetos CSP em operação com uma potência nominal total de 3.957 MWe, que está concentrada em poucos países. A Espanha e os Estados Unidos são responsáveis por 53% e 38% da potência CSP em operação no mundo, respectivamente.

Tabela 7 - Potência CSP no mundo até fevereiro de 2016

Países	Potência nominal (MWe)				
	Operação	Construção	Desenvolvimento	Planejado	Anunciado
África do Sul	200,33	100,1	500	2400	115
Alemanha	2				
Arábia Saudita		43		230	
Argélia	25			7	510
Argentina				20	
Austrália	4,5	51,5		484	50
Brasil			1	1,4	50
Canada	1,4				
Chile	10	110	110	105	1.030
China	5,3	437	724	545	1.012,1
Chipre				100	
Egito	20			350	80
EAU	100			800	
Espanha	2.305				
Estados Unidos	1880,4		120		0,4
França	1,9	12	9		
Grécia			125		
Índia	237,56	25,3	10	383	50
Iran			17		
Israel		121	122,5	180	10
Itália	7,2	1	182	138,3	
Quénia					20
Kuwait			110		
Líbano				3	50
Marrocos	183	350			1
México		12			
Namíbia					50
Papua-Nova-Guiné		1			
Omã	7	1.021			
Portugal				8	
Qatar	1				
Tailândia	5				
Tunísia			50	100	
Turquia	5				
Zimbábue			120		
Total	4994,39	2284,9	2200,5	5854,7	1999,53

Fonte: Elaboração própria, baseado em dados de CSP TODAY, (2016)

Conforme os dados, 86% da potência em operação até março 2014 é baseada na tecnologia de cilindro parabólico, e apenas o 13% corresponde à de torre solar. A

tecnologia de cilindro parabólico foi a mais usada para a instalação de usinas CSP no mundo, ela está presente em 96% e 68% da potência instalada operando na Espanha e nos Estados Unidos, respectivamente.

Na mesma data, registraram-se também 23 projetos CSP em construção (incluindo usinas em etapa de comissionamento), somando uma potência nominal total de 1.213 MWe. A tecnologia de cilindro parabólico continua sendo importante nestas novas usinas, 67% da potência a entrar em operação no médio prazo está baseada nesta tecnologia. Assim, é de se esperar que as análises de oportunidades de negócio no Brasil, para o curto e médio prazo, enfatizem a tecnologia de cilindro parabólico, com armazenamento de calor ou com hibridização.

A tecnologia de torre solar ganha maior importância no longo prazo, apesar de ser atualmente somente a segunda tecnologia com maior potência instalada no mundo (13%, ver Figura 19). A possibilidade de operar a maiores temperaturas, incrementando assim a eficiência do ciclo termodinâmico e diminuindo os custos nivelados da energia são razões importantes para acreditar no desenvolvimento desta tecnologia no longo prazo (Py, Azoumah e Olives, 2013). Esta tendência se torna evidente ao analisar o tipo de tecnologia CSP a ser usado nas plantas em estado de desenvolvimento e planejamento, onde a participação da torre solar é de 45% e 38%, respectivamente.

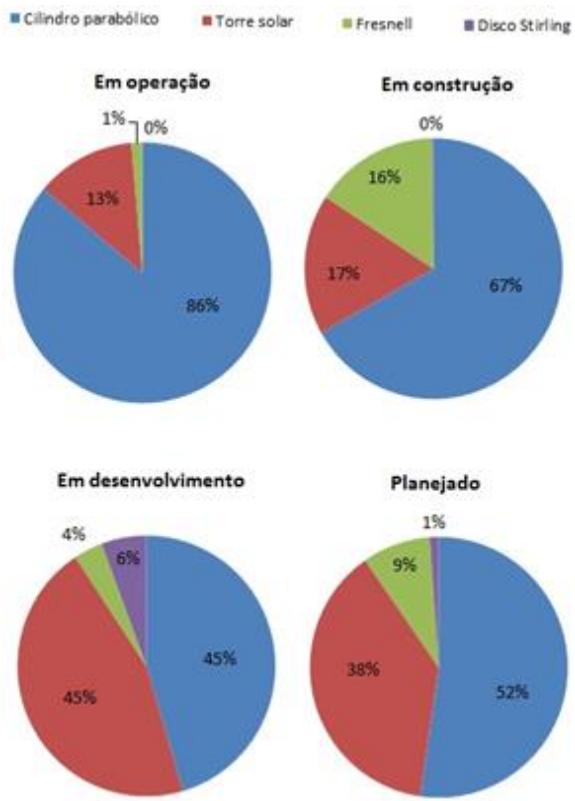


Figura 19 - Participação do tipo de tecnologia CSP nos projetos em operação, construção, desenvolvimento e planejados.

Fonte: Elaboração própria, baseado em CSP TODAY, (2014)

2.3.3 Cilindro Parabólico

Como mostrado na Figura 18, o cilindro possui foco linear e os coletores são distribuídos no campo solar de forma paralela e rastreiam o sol em apenas um eixo, podendo ser leste-oeste ou norte-sul. Cada um deles traz suas vantagens e desvantagens. Quando o rastreamento se dá no eixo leste-oeste, a vantagem decorre do fato de os espelhos se movimentarem pouco durante o dia e ficarem diretamente voltados para o sol de meio dia. O rastreamento norte-sul não fica voltado para o sol de meio dia, porém recebe mais radiação no início do dia e no fim de tarde (MALAGUETA, 2013). A Figura

20 ilustra esquematicamente uma planta de cilindro parabólico com armazenamento térmico.

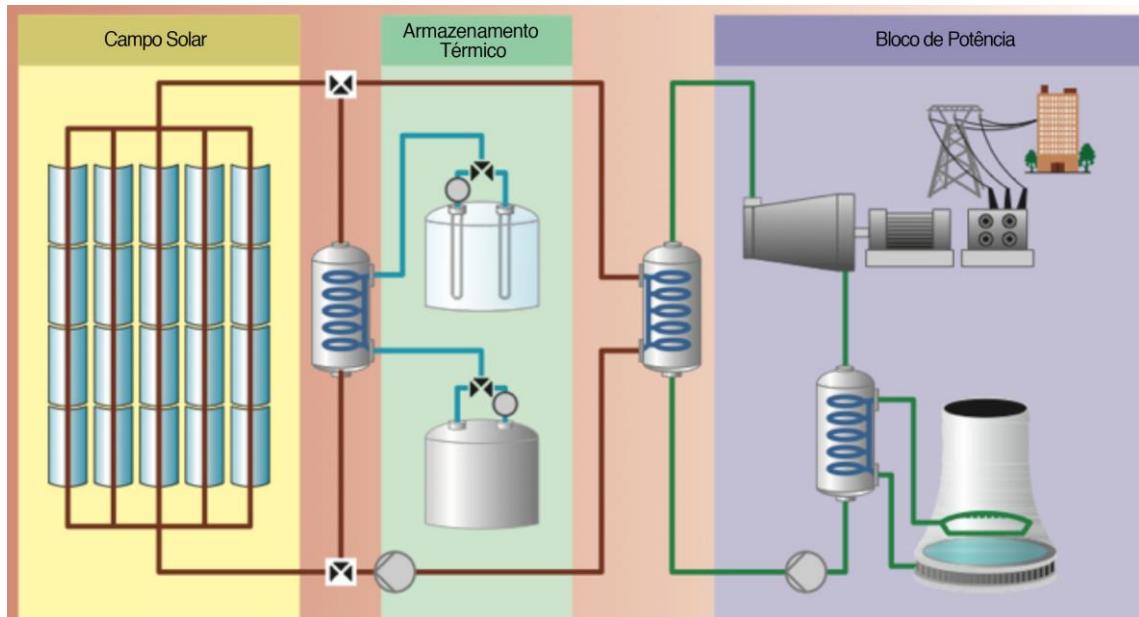


Figura 20 - Ilustração da planta de cilindro parabólico

Fonte: IEA (2010)

O fluido de trabalho mais utilizado neste tipo de tecnologia é um óleo sintético que trabalha na faixa de 300°C – 400°C, apesar de, em alguns casos, ser utilizado vapor (Miller e Lumby, 2012). O custo da energia gerada em um cilindro parabólico varia entre 146 e 182 USD/MWh (IEA, 2014)

2.3.4 Torre de concentração.

A planta do tipo torre de concentração ou torre de receptor central, em inglês *Central Receiver System* (CRS), utiliza espelhos usualmente de 12m x 12m, planos (ou

levemente côncavos), também chamados de heliostatos. Os espelhos são distribuídos 360° ou 180° em volta da torre, e rastreiam o sol em dois eixos concentrando a radiação solar em um receptor pontual no alto desta torre, como mostra, esquematicamente a Figura 21.

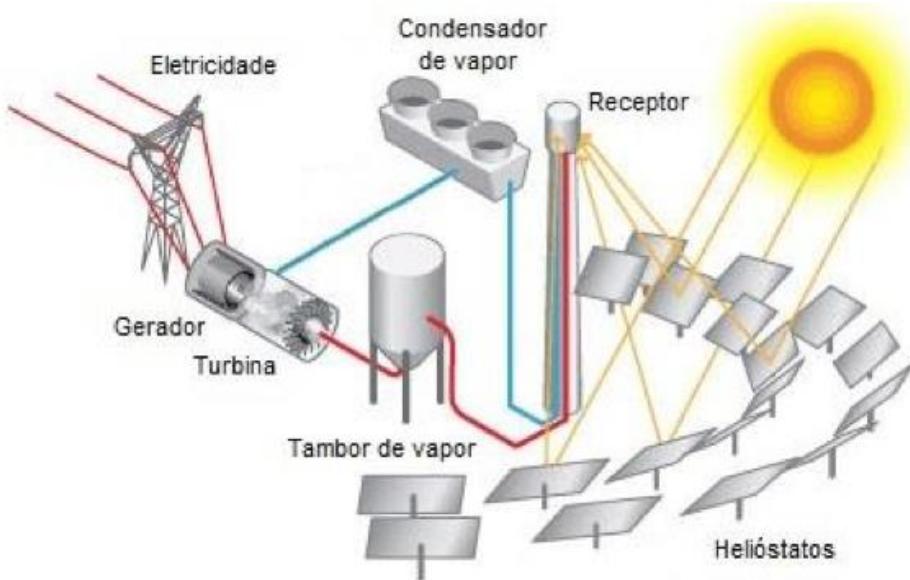


Figura 21 - Ilustração de exemplo de torre solar

Fonte: Bianchini (2013)

Por ter um alto fator de concentração 300 – 1000 (vide Tabela 6), a torre atinge em seu receptor temperaturas de até 2000 °C. Assim, um dos campos de pesquisa é justamente um fluido de trabalho (*Heat Transfer fluid* – HTF) que consiga aproveitar este calor de alta qualidade

São utilizadas três possibilidades de HTF para a torre solar: vapor, sais fundidos e ar. O vapor é o fluido de trabalho em diversas plantas da Espanha, como a PS10: ele apresenta como vantagem o fato de não necessitar de trocadores de calor, uma vez que o vapor gerado na torre solar pode ser diretamente utilizado na turbina a vapor. Este arranjo, porém, apresenta escoamento multifásico e altas pressões de trabalho, sendo tais condições ainda consideradas um desafio (BURGI, 2013). O sistema que opera com sais fundidos necessita de trocadores de calor, e de um sistema de *backup* devido à alta temperatura de fusão dos mesmos. Contudo, tais sais apresentam como vantagem a alta temperatura que atingem sem se degradarem, aproximadamente 600°C (Skumanich, 2010). O arranjo com ar ainda está sendo estudado: uma referência neste caso é o centro

de pesquisa de Jülich, na Alemanha. A torre de concentração deste centro possui um sistema de armazenamento passivo em meio sólido (Henneck *et al.*, 2008). Além do centro Jülich, a empresa Aora apresenta em seu portfólio pequenas torres solares modulares (100kWe), que também operam com ar como fluido de trabalho. Outro ponto interessante da planta da Aora é o fato da possibilidade de hibridização com diversos combustíveis, podendo ser hibridizada inclusive com biogás (AORA, 2015)

2.3.5 Refletor Linear Fresnel.

O Refletor Linear Fresnel se assemelha ao cilindro parabólico por possuir foco linear. Os espelhos do refletor Fresnel, porém, são planos ou levemente côncavos ao contrário do cilindro parabólico. Neste arranjo o receptor se situa um pouco acima dos espelhos que podem ser organizados em diferentes arranjos, os mais comuns consistem em alinhá-los em uma parábola ou posicionar “tiras” de espelho no chão. Para este arranjo, porém, é necessário o terreno plano. Um cuidado necessário com este tipo de tecnologia é o sombreamento que pode ocorrer, fazendo com que a luz solar não atinja os espelhos. (MALAGUETA, 2013). A Figura 22 mostra uma planta CSP que opera com Refletor Linear Fresnel.

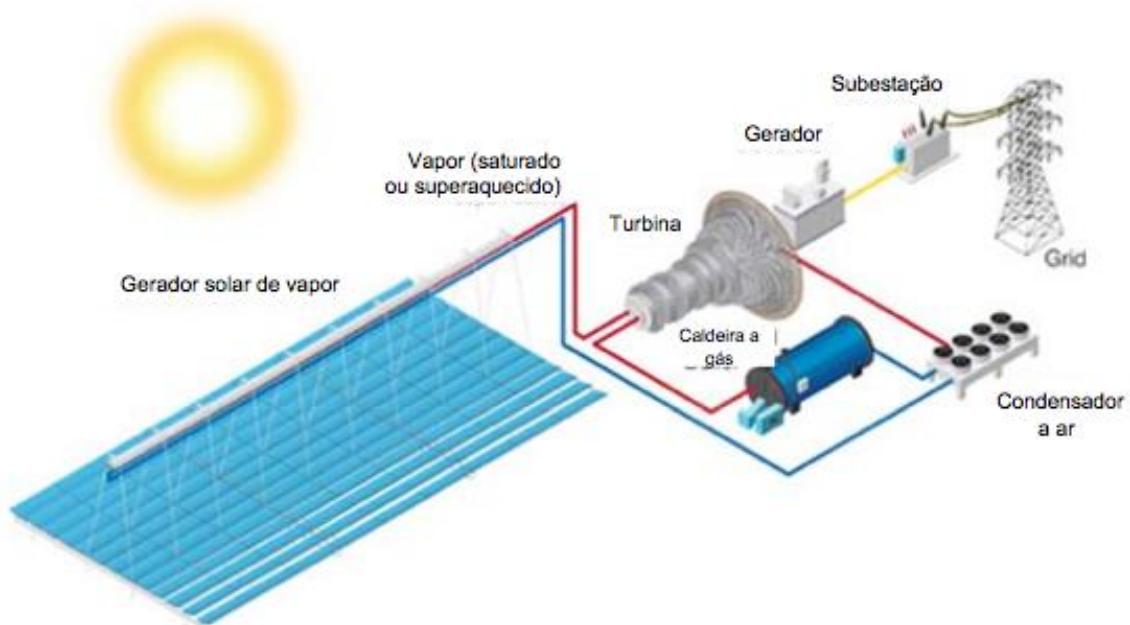


Figura 22 – Planta que opera com a tecnologia de refletor Linear Fresnel

Fonte: Lodi (2011)

O Refletor Linear Fresnel ainda possui variações como o Refletor Linear Fresnel Compacto, do inglês, *Compact Linear Fresnel Reactor* (CLFR). Esta variação utiliza dois receptores em paralelo para cada espelho, o que ajuda a contornar o problema de sombreamento citado acima além de diminuir o tamanho e consequentemente o custo da planta (LODI, 2011).

O fluido de trabalho mais utilizado no refletor linear Fresnel é a água/vapor, que opera a aproximadamente 380°C. Existem esforços para que essa temperatura atinja 450°C (BARBOSE et al., 2012). A Figura 23 ilustra a variação CLFR

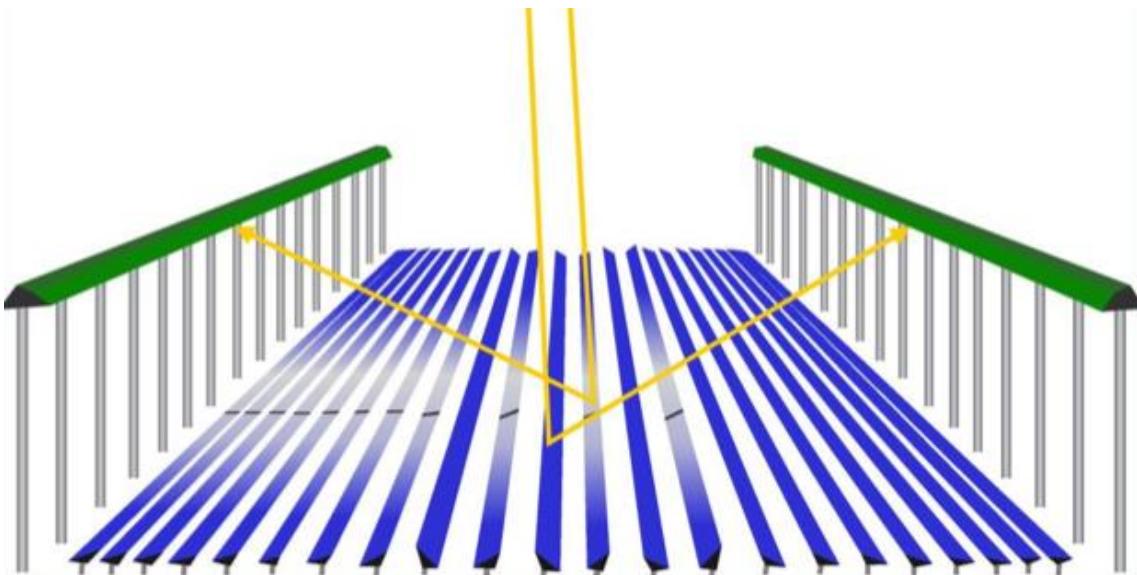


Figura 23 – Ilustração do Refletor Linear Fresnel Compacto.

Fonte: NREL (2013b)

2.3.6 Disco Stirling

O Disco Stirling, assim como a torre de concentração, é um concentrador de foco pontual. Outra semelhança é o fato de ambos rastrearem o sol em dois eixos. Graças a essas características o disco possui a maior taxa de concentração, e a segunda maior temperatura em seu receptor (somente a torre atinge temperaturas mais altas) vide Tabela 6. O espelho do disco tem formato semiesférico, podendo ser composto de um único espelho ou diversos. O raio do disco varia entre 5 e 15m, e sua potência entre 5 e 25 kW (KALOGIROU, 2009).

Este tipo de tecnologia pode ser utilizado de duas maneiras. A primeira delas consiste em uma operação autônoma, composta por coletor, receptor e um motor Stirling, (LODI, 2011): nesse caso, a energia é gerada diretamente no motor, que geralmente opera com o ciclo Stirling. Esta variação é útil para regiões remotas (MALAGUETA, 2013). A outra possibilidade é o arranjo de uma planta onde o disco opera em conjunto com outros discos. O primeiro modelo é o mais utilizado por apresentar menos perdas térmicas, além de possuir menor custo (BIANCHINI, 2013). A Figura 24 ilustra um disco Stirling.



Figura 24 - Ilustração de um Disco Stirling

Fonte: LODI (2011)

3 Procedimento metodológico

Neste capítulo serão apresentadas e descritas as metodologias desenvolvidas e utilizadas para se chegar às propostas de planta e suas simulações de desempenho, além de detalhar as hipóteses e escolhas consideradas neste processo. O presente estudo será conduzido através de um processo iterativo entre três programas, o *Hysys* versão 2006 desenvolvido pela AspenTech, um programa de engenharia de processos, o *System Advisor Model* (SAM) versão 2015 desenvolvido pelo Laboratório Nacional de Energia Renovável (em inglês – *National Renewable Energy Laboratory* –NREL) e o *Microsoft Excel* versão 2013 para tratamento de dados.

3.1 Descrição das ferramentas

3.1.1 Hysys

O *Hysys* é um programa de engenharia de processos. Ele trabalha com uma interface de diagramas de fluxo e faz cálculos em regime permanente. Para realizar tais cálculos o *Hysys* é programado utilizando as linguagens Fortran e C. A Figura 25 ilustra o ambiente de diagrama de fluxos do *Hysys*.

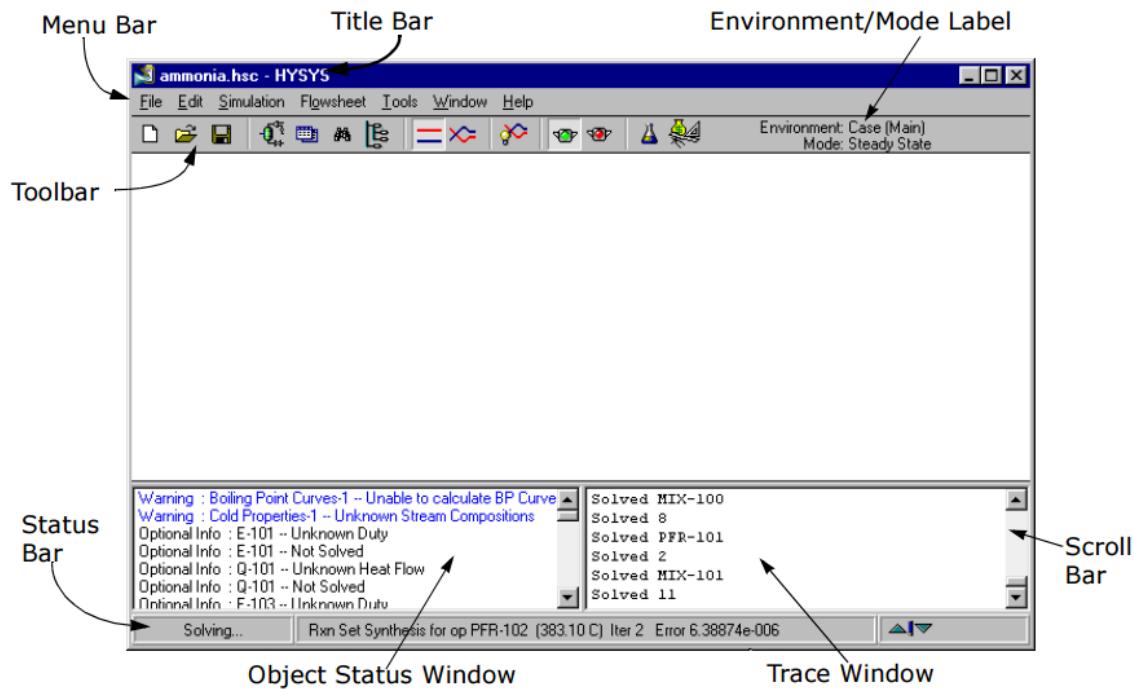


Figura 25: Ambiente de diagrama de fluxo Hysys

Fonte: AspenTech (2005)

No ambiente de diagramas de fluxo é possível escolher dois tipos de objetos, são eles: correntes (*streams*) e equipamentos. As correntes também se dividem, podendo estas ser corrente de massa ou corrente de energia, onde as correntes de massa são indicadas por setas azuis enquanto as correntes de energia são indicadas por setas vermelhas, como mostra a Figura 26.

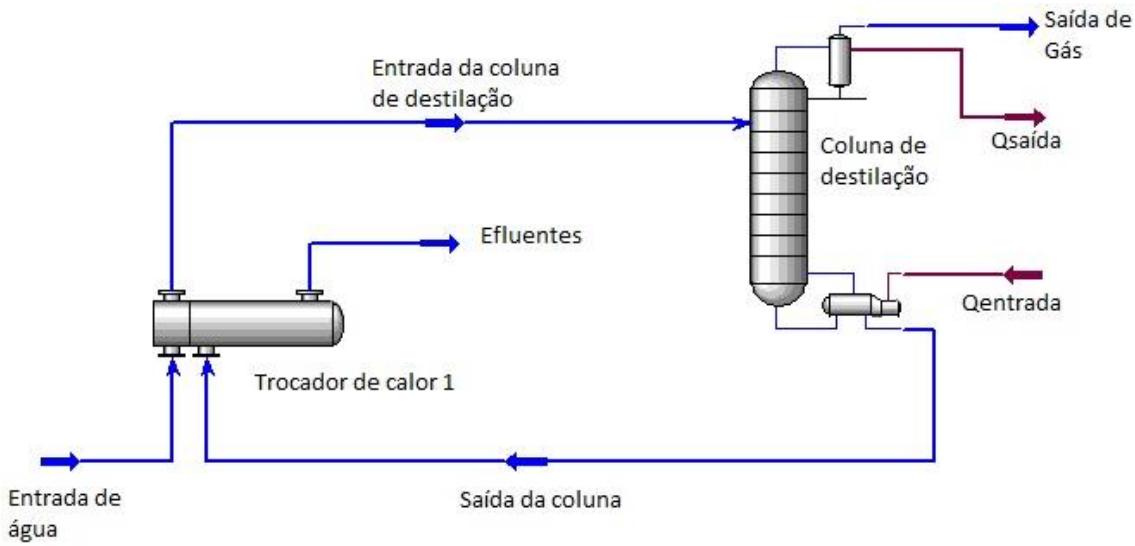


Figura 26 - Exemplo de diagrama de fluxo com setas e equipamentos

Fonte: AspenTech (2005)

Para cada uma das correntes de massa é necessário definir quatro graus de liberdade, um referente à composição da corrente, duas propriedades intensivas, além de algum fluxo entendido aqui por fluxo massa, mol ou energia por tempo. Uma vez que estas propriedades são inseridas o Hysys determina as outras propriedades termodinâmicas. A Figura 27 mostra a janela de entrada, enquanto a Figura 28 mostra a janela de saída das propriedades e composição das correntes de massa. Para as correntes de energia é necessário definir apenas seu fluxo.

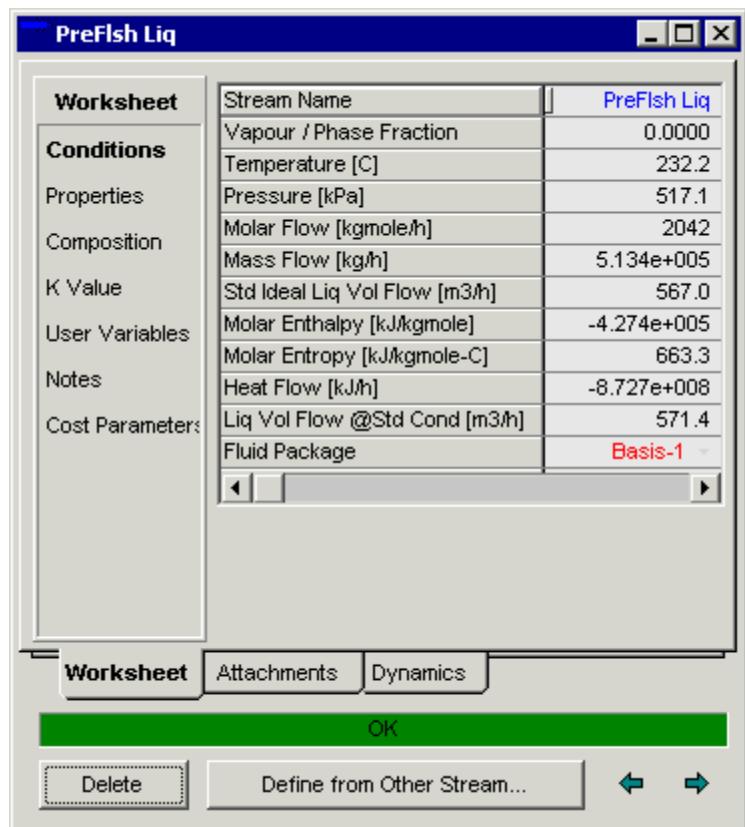


Figura 27 – Janela de entrada de propriedades do Hysys

Fonte: elaboração própria

exausto C.C. (3)

Worksheet
 Conditions
 Properties
 Composition
 K Value
 User Variables
 Notes
 Cost Parameters

Stream Name	exausto C.C. (3)	Vapour Phase	Aqueous Phase
Molecular Weight	28,76	28,76	28,76
Molar Density [kgmole/m3]	8,708e-003	8,708e-003	8,708e-003
Mass Density [kg/m3]	0,2504	0,2504	0,2504
Act. Volume Flow [m3/h]	2,443e+006	2,443e+006	0,0000
Mass Enthalpy [kJ/kg]	266,0	266,0	266,0
Mass Entropy [kJ/kg-C]	7,280	7,280	7,280
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	36,62	36,62	36,62
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	1,273	1,273	1,273
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	1170	1170	1170
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	40,68	40,68	40,68
Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000	<empty>
Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000	0,0000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	5,105	<empty>	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000	0,0000
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	2,443e+006	2,443e+006	<empty>
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	29,69	29,69	29,69
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	36,62	36,62	36,62
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	5,030e+005	5,030e+005	0,0000
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	853,8	853,8	853,8
Act. Liq. Flow [m3/s]	0,0000	<empty>	0,0000
Z Factor	<empty>	1,000	1,000
Watson K	6,294	6,294	6,294
User Property	<empty>	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>	<empty>
Cp/(Cp - R)	1,294	1,294	1,294
Cp/Cv	1,294	1,294	1,294
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	2,186e+004	<empty>	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	256,9	256,9	2,362
Liq. Mass Density [Std. Cond] [kg/m3]	<empty>	<empty>	<empty>
Liq. Vol. Flow [Std. Cond] [m3/h]	<empty>	<empty>	0,0000
Liquid Fraction	0,0000	0,0000	1,000
Molar Volume [m3/kgmole]	114,8	114,8	114,8
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	760,0	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]	1,0000	1,0000	0,0000
Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>	0,0000
Thermal Conductivity [W/m-K]	9,072e-002	9,072e-002	5,257e-002
Viscosity [cP]	6,433e-002	6,433e-002	5,915e-004
Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	28,31	28,31	28,31
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	0,9844	0,9844	0,9844
Cv [kJ/kgmole-C]	28,31	28,31	28,31
Mass Cv [kJ/kg-C]	0,9844	0,9844	0,9844
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	28,27	28,27	28,27
Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	0,9830	0,9830	0,9830
Cp/Cv (Ent. Method)	1,296	1,296	1,296
Reid VP at 37,8 C [kPa]	<empty>	<empty>	<empty>
True VP at 37,8 C [kPa]	1,984e+005	1,984e+005	1,984e+005
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	0,0000	0,0000	0,0000

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

Worksheet
Attachments
Dynamics

OK

Delete
Define from Other Stream...

Figura 28 - Tabela de propriedades calculadas pelo Hysys

Fonte: Hysys (2006)

Por fim, é valido destacar que o Hysys não é um modelo de otimização. Ele apenas calcula os fluxos de energia, massa e suas propriedades a partir dos dados de entrada inseridos pelo usuário. Para que se faça uma otimização, o Hysys conta com seu *data book* onde é possível fazer análises de sensibilidade.

3.1.2 System Advisor Model

O System Advisor Model (SAM) é um software desenvolvido pelo *National Renewable Energy Laboratory* (NREL), *Sandia National Laboratories* e pela Universidade de Wiscosin, além de outros colaboradores (SAM/NREL, 2013). Este programa simula e modela as características técnicas e econômicas de usinas elétricas de fontes renováveis (eólica, solar FV e CSP e sistema de aquecimento de água, biomassa, geotérmica e até um sistema genérico). O programa apresenta o resultado em energia gerada numa resolução horária e o fluxo de caixa do projeto, além de resultados intermediário como calor gerado no campo solar, por exemplo. A versão mais recente do software, a versão 2015, será utilizada nas simulações desta dissertação. Uma vez escolhida a tecnologia dentre as apresentadas acima, são apresentadas ao usuário diversas sub-opções. No caso do CSP, o programa tem sub-opções para as quatro tecnologias, linear Fresnel, cilindro parabólico, disco Stirling e torre de concentração. É válido ressaltar que todas as simulações conduzidas através do SAM serão feitas para tecnologia de cilindro parabólico. Uma vez que o Brasil ainda não possui nenhuma planta CSP, é natural que as primeiras propostas de plantas utilizem a tecnologia mais difundida, como visto no capítulo 2, o cilindro parabólico.

Diversos autores utilizam o SAM para simulação de plantas CSP. Na literatura internacional pode-se destacar estudos como PATNODE (2006), LOVEGROVE et., (2011) e UMMEL (2010), enquanto no cenário nacional se destacam trabalhos como SORIA (2011), LODI (2011), MALAGUETA (2013), BURGI (2013) e MILANI (2014). Para realizar tais simulações o SAM utiliza o *software* TRNSYS, desenvolvido pela Universidade de Wisconsin, um programa de simulação que simula operações horárias das tecnologias apresentadas acima (SAM/NREL, 2013). Tal programa, assim como o Hysys utiliza a linguagem Fortran. Vale ressaltar que os resultados do mesmo foram

validados por dados coletados pela usina SEGS VI¹³ mostrando boa confiabilidade (PATNODE 2006).

Para realizar tais simulações, porém, o SAM necessita de dados de entrada, agrupados em abas para facilitar seu uso. Sendo assim este subcapítulo será dividido em tópicos referentes às principais abas presentes no SAM.

Location and Resources

A primeira aba tem o nome de *Location and Resources*. Nesta aba se define o local onde serão conduzidas as simulações.

Neste ponto vale destacar que todas as simulações desta dissertação serão feitas para Bom Jesus da Lapa – BA. Esta localidade foi escolhida, pois o SAM necessita de dados horários de radiação e lê três formatos: TMY2 (.tm2), TMY3 (.csv) e EPW(.epw) (SAM/NREL, 2013). O Brasil possui apenas 20 localidades com dados climatológicos nesses três formatos, são eles: Belo Horizonte, Boa Vista, Bom Jesus da Lapa, Brasília, Campo Grande, Cuiabá, Curitiba, Florianópolis, Fortaleza, Jacareacanga, Manaus, Petrolina, Porto Nacional, Porto Velho, Recife, Rio de Janeiro, Salvador, Santa Maria e São Paulo. A Tabela 81 mostra os dados climatológicos destas 20 localidades.

¹³ As SEGs I-IX são um conjunto de nove plantas situadas no sudoeste americano, estas foram as primeiras plantas CSP a entrarem em operação na década de 80.

Tabela 8 – Dados climatológicos das localidades com dados georreferenciados

	DNI [kWh/m ² /ano]	Temperatura de bulbo seco [°C]	Velocidade do vento [m/s]
Belém	1020,8	26,5	2,1
Manaus	1144,2	26,8	1,0
Jacareacanga	1153,9	25,9	0,5
Curitiba	1223,2	17,2	3,0
Porto Velho	1255,5	26,3	1,0
São Paulo	1275,3	19,5	2,5
Boa Vista	1314,4	28,5	3,6
Santa Maria	1402,2	19,5	2,4
Florianópolis	1424,6	20,7	3,3
Recife	1519,8	27,1	3,2
Cuiabá	1539,6	26,7	2,0
Fortaleza	1593,9	27,2	3,8
Rio de Janeiro	1608,5	24,0	2,4
Salvador	1679,9	25,9	2,1
Brasília	1737,2	21,3	2,1
Campo Grande	1785,0	24,0	3,9
Belo Horizonte	1856,0	22,0	1,7
Petrolina	1833,7	26,8	4,1
Porto Nacional	1868,8	27,1	1,1
Bom Jesus da Lapa	2198,5	26,1	1,6

Fonte: Malagueta (2013)

Da Tabela 8, nota-se que a única localidade que possui dados georreferenciados e DNI acima dos 2000kWh/m²/ano, primeiro critério de exclusão em diversos estudos como Clifton & Boruff, (2010); Fluri, (2009); Gastli et al., (2010); Bravo et al., (2007); Anders et al., (2005); e Burgi, (2013), é Bom Jesus da Lapa (BJL). Sendo assim todas as simulações desta dissertação serão conduzidas para BJL. A

Tabela 9 mostra os dados climatológicos de Bom Jesus da Lapa:

Tabela 9– Dados climatológicos de Bom Jesus da Lapa

Informações da localidade	Cidade	Bom Jesus da Lapa (BJL)
	Estado	Bahia
	Fuso horário	GMT -3
	Elevação	458m
	Latitude	-13,27°
	Longitude	-43,42°
Dados climatológicos anuais	Irradiação Direta Normal (DNI)	2.198,5 kWh/m ² .ano
	Irradiação Global horizontal	2143,2 kWh/m ² .ano
	Temperatura de bulbo seco	26,1°C
	Velocidade do vento	1,6 m/s

Fonte: MALAGUETA (2013)

Solar Field

A segunda aba, intitulada “*Solar Field*”, é responsável por dimensionar o campo solar, sendo permitido ao usuário escolher entre duas opções para dimensionar este item. A primeira opção consiste em definir a área de abertura total do campo, ou seja, a soma das áreas de abertura de todos os coletores do campo. É definida como área de abertura de um coletor a área total que, de fato, recebe a luz solar (Turchi, 2010), ou seja, esta não é a área total da superfície curva do espelho parabólico. A área de abertura de um coletor é calculada multiplicando-se a abertura do coletor pelo seu comprimento. A segunda opção para se definir o campo solar é determinar o múltiplo solar (veja capítulo 2). Uma vez com esse parâmetro definido é possível calcular a área total do campo, além da área total de abertura.

Para se definir o campo solar é necessário que o usuário insira outros parâmetros além de um dos dois explicitados acima. São eles:

- Espaçamento entre fileiras de cilindro parabólico

- Ângulo superior e inferior para o qual o campo solar rastreia o sol (*stow and deploy angle*)
- Rugosidade do espelho
- Eficiência da bomba e radiação de projeto.

O campo solar, porém, não é o único componente da planta definido nesta aba. Outro componente importante do sistema a ser definido nesta aba é o fluido de trabalho. O SAM possui uma biblioteca padrão de fluidos de trabalho que possui, para cilindro parabólico, nove opções de fluido de trabalho, são elas:

- Therminol VP-1 (óleo sintético)
- Caloria HT 43 (óleo sintético)
- Hitec XL (sal fundido)
- Hitec Solar Salt (sal fundido)
- Hitec (sal fundido)
- Downtherm RP (óleo sintético)
- Downtherm Q (óleo sintético)
- Therminol 59 (óleo sintético)
- Therminol 66 (óleo sintético)

Além destes fluidos de trabalho da sua biblioteca é permitido ao usuário inserir um novo fluido. Para incluir um novo fluido de trabalho no SAM é necessário fornecer as seguintes características:

- Capacidade térmica [kJ/kg.k]
- Massa específica [kg/m³]
- Viscosidade [Pa.s]
- Viscosidade cinemática [m².s]
- Condutividade térmica [W/m.K]
- Entalpia específica [J/kg]

Vale ressaltar que é necessário fornecer essas propriedades em no mínimo duas temperaturas uma vez que o SAM faz a interpolação a partir destes dois (ou mais) pontos (MILANI, 2014).

Por fim é necessário, nesta aba, inserir os outros parâmetros relacionados ao fluido de trabalho como:

- Temperatura de entrada e saída em cada um dos loops.
- Vazão mínima e máxima do HTF

Collector and Receiver

As duas próximas abas são intituladas *Collector* e *Receiver*, respectivamente. Nestas duas abas é definido o sistema do concentrador solar (para definição de concentrador solar ver capítulo 2). Na terceira aba é necessário definir os parâmetros do coletor referentes à geometria e os parâmetros óticos do mesmo. Estes parâmetros podem ser definidos através de uma biblioteca que possui sete opções de coletor:

- Euro Trough ET 150
- Luz LS-2
- Luz LS-3
- Solargenix SGX-1
- Albiasa Trough AT150
- Siemens SunField 6
- SkyFuel Sky Trough

A quarta aba é responsável por definir o receptor. Assim como no caso do coletor é necessário definir os parâmetros do receptor referentes à sua geometria, absorção, perda de calor e efeitos ópticos. Assim como nas abas anteriores o SAM também possui uma biblioteca de receptores, na qual é possível escolher entre seis opções de receptores, são elas:

- Schott PTR 70
- Schott PTR 70-2008
- Solel UVAC 3

- Siemens UVAC 2010
- Schott PTR 80
- Royal Tech CSP RTUVR-2014

Thermal Storage

A quinta aba se dedica ao armazenamento de energia. É válido ressaltar que o SAM em seu modelo de cilindro parabólico trabalha apenas com o sistema ativo de armazenamento em dois tanques, este podendo ser direto ou indireto. O principal parâmetro desta aba é o número de horas de armazenamento que define o diâmetro do tanque e consequentemente o volume do mesmo. É possível também definir qual será o fluido de armazenamento da planta também através de uma biblioteca com as mesmas opções listadas para HTF, além de ser permitido ao usuário inserir um novo fluido. Como dito anteriormente, nenhuma das plantas simuladas nesta dissertação tem armazenamento de energia, sendo assim esta aba não será vista de forma detalhada.

System costs and Financial Parameters

O SAM também calcula o fluxo de caixa no espaço de tempo determinado pelo usuário, além do custo nivelado da energia da planta. Para que tais cálculos sejam realizados é necessário que se introduzam as variáveis econômicas e o custo dos equipamentos. A quinta e sexta aba se dedicam a esta questão.

É válido destacar que a parte financeira do SAM foi desenvolvida para o mercado estadunidense de energia elétrica e possui duas opções de modelos econômicos:

- *Power Purchase Agreement* (PPA)
- *Independent Power Producer* (IPP)

A opção de PPA é a opção que representa o ambiente de contratação regulada de grandes geradoras estadunidenses, enquanto o IPP representa o ambiente de produtores que também são consumidores ou produtores independentes de energia que, no mercado americano, ganham incentivos fiscais. Nenhuma dessas opções reflete bem o mercado

brasileiro. A opção IPP, porém, confere maior liberdade ao usuário, fazendo com que seja possível configurar esta opção de forma a se aproximar ao mercado brasileiro (Malagueta, 2013), logo está será a opção utilizada nas simulações desta dissertação. As variáveis econômicas inseridas dentro do ambiente de IPP serão as mesmas utilizadas em outros estudos de CSP no Brasil como: Soria (2011), Schaeffer et al., (2012), Malagueta (2013) e Milani (2014). As principais variáveis, requeridas pelo SAM, deste cenário encontram-se resumidas na Tabela 10.

Tabela 10 - dados econômicos inseridos no SAM

Parâmetros de análise	Período de análise	30 anos
	Taxa real de desconto	10% a.a.
	Taxa Federal	34%
Taxas e garantias	Taxa Estadual	0%
	Seguro	0,5% do custo total instalado
	-	0% do custo total instalado
Valor residual	Fração de Dívida	*
Parâmetros de empréstimo	Prazo de amortização	*
	Taxa de juros	*
TIR	-	15% a.a.
Depreciação		Linear de 10 anos

* Não será considerado financiamento no cenário em questão

Fonte: Elaboração própria a partir de SORIA (2011), SCHAEFFER et al. (2012) e MALAGUETA (2013)

Tais parâmetros econômicos serão importantes para que se realize o cálculo do LCOE do bloco de potência para cada uma das plantas a serem propostas.

Do ponto de vista de custo, há necessidade de se entrar com o custo de cada um dos equipamentos. É válido ressaltar que o SAM possui custos considerados padrão no mercado estadunidense. Assim como feito nos parâmetros financeiros, os custos a serem utilizados nesta dissertação serão os mesmo utilizados em outros estudos de CSP no Brasil

como: Soria (2011), Schaeffer et al., (2012) e Malagueta (2013). Estes custos serão aplicados para todas as plantas simuladas e estão detalhados na Tabela 11.

Tabela 11 - Custos da parte CSP da planta

Melhoria no sítio (USD/m ²)	30
Campo solar (USD /m ²)	270
Sistema do fluido de trabalho (USD /m ²)	80
Bloco de potência (USD /kWe)	830
Balanço da planta (USD /kWe)	110

Fonte: elaboração própria

3.2 Processo iterativo das ferramentas

Nesta seção será explicada a forma com a qual as ferramentas descritas nas seções anteriores serão utilizadas de forma a se propor e simular as plantas em questão.

Vale destacar que todas as simulações feitas nesta dissertação utilizarão o mesmo tipo de gaseificador. Tal gaseificador consiste em um gaseificador indireto, atmosférico, onde tanto o reator onde ocorre o processo de gaseificação em si, quanto o reator que fornece o calor para a reação são do tipo LFC, enquanto a reforma de alcatrão é realizada em um reator do tipo LFB. Tais dados têm como fonte o relatório do NREL do departamento de energia dos EUA (*Department of Energy – DOE*) intitulado *Biomass Gasification Technology Assessment*, de 2012 (NREL, 2012). Ou seja, o gaseificador não foi simulado nesta dissertação, uma vez que o objetivo da mesma não é avaliar desempenho de gaseificadores em plantas híbridas CSP-biomassa, mas, sim, o sistema híbrido, como um todo. A modelagem de um gaseificador implicaria em um estudo de engenharia de processo, que foge ao escopo deste trabalho. As principais entradas e saídas do gaseificador em questão são apresentadas na tabela A-1 do anexo 1.

Sendo assim, utiliza-se o gaseificador como o componente a partir do qual se modela o resto do sistema de forma iterativa. Primeiro será desenhada a forma de hibridização. A partir desta proposta de hibridização, localiza-se o gaseificador no ciclo termodinâmico. Como se têm os dados de entrada e saída do gaseificador, é possível modelar o ciclo tanto

para traz como para frente. O ciclo será modelado no ambiente de diagrama de fluxo do Hysys e fornecerá a demanda de energia térmica requerida à planta CSP. Com esta demanda definida, segue-se à etapa de simular a planta CSP no SAM. Dependendo do arranjo, o resultado da modelagem no SAM pode influenciar ou não no ciclo do Hysys, ou seja, em alguns casos a demanda térmica do SAM influenciará, por exemplo, a vazão de ar ou de gás de síntese. Para estes casos não só a demanda térmica requerida à parte solar calculada pelo Hysys é dado de entrada do SAM, mas o resultado do SAM também é dado de entrada do Hysys. Sendo assim, se inicia um processo em várias etapas até que se encontre um valor convergente.

Logo, pode-se dividir o processo utilizado na elaboração desta dissertação em seis etapas:

- Etapa 1: Desenha-se o esquema básico de hibridização a ser simulado no Hysys. O ponto principal desta etapa é o posicionamento do bloco solar, do gaseificador, e do bloco de potência, no fluxograma de processo.
- Etapa 2: Já com o auxílio do programa Hysys se posiciona o gaseificador no esquema básico, sendo assim possível de avaliar sua integração com a planta CSP
- Etapa 3: Simula-se no Hysys e obtém-se a demanda de calor a ser fornecida pelo bloco de CSP.
- Etapa 4: Com os dados obtidos na etapa 3 utiliza-se o software SAM para identificar os parâmetros da planta CSP para suprir esta demanda de energia térmica.
- Etapa 5: Dependendo da configuração da planta em questão, os resultados das outras ferramentas, seja ela o SAM ou o Excel podem influenciar no Hysys. Por exemplo, o tamanho do armazenamento do gás de síntese (necessário para manter a operação contínua da planta solar, calculado via Excel) pode influenciar na vazão de ar, que, por seu turno, influência na demanda térmica do SAM, que também influencia o armazenamento. Para estas situações é necessário rever o dimensionamento do Hysys.
- Etapa 6: Finaliza-se a iteração e obtêm-se os seguintes dados: potência da turbina a vapor e turbina a gás, área do campo solar, calor fornecido pela planta CSP, quantidade de loops da mesma, múltiplo solar.

Além das duas ferramentas descritas anteriormente também foi utilizado o Microsoft Excel para auxiliar no tratamento de dados.

3.3 Análise preliminar de custos

Após realizar o processo iterativo, este estudo avaliará, ainda de forma preliminar e, sobretudo, para fins de comparação entre as plantas, os custos dos sistemas ISGCC propostos. A ideia aqui não é exatamente avaliar em detalhes os componentes dos custos dos equipamentos, nem tampouco verificar potenciais de redução de custo, seja por aprendizado tecnológico, produção em massa de equipamentos e redução das contingências de projeto. Não se busca também internalizar os custos à realidade brasileira. Portanto, trabalha-se com custos conforme padrões internacionais. Neste sentido, o principal objetivo desta análise preliminar é verificar a comparação de custos em ordem de grandeza entre os esquemas ISGCC sugeridos e dimensionados.

Para tanto, seguir-se-á o procedimento aqui descrito. Primeiro serão apresentados, ainda nesta seção os parâmetros econômicos e financeiros comuns a todas as plantas. Posteriormente, na subseção de análise de custo de cada uma das três plantas serão levantados os custos de capital, operação e manutenção (O&M) e combustível de cada uma. As variáveis econômicas e parâmetros financeiros são os mesmos para todas as plantas e se encontram resumidos na Tabela 12.

Tabela 12 – Parâmetros financeiros adotados

Parâmetros de análise	Período de análise	30 anos
	Inflação	0% a.a.
	Taxa real de desconto	10% a.a.
Taxes e garantias	Taxa Federal	34%
	Taxa Estadual	0%
	Taxa de Venda	5% do custo total instalado
	Seguro	0,5% do custo total instalado
Valor residual	-	0%
Parâmetros de empréstimo	Fração de Dívida	70%
	Prazo de amortização	16 anos
	Taxa de juros	7,4% a.a.
TIR	-	15% (a.a.)
Depreciação	-	Linear de 10 anos
Tempo de construção	-	5 anos

Fonte: Elaboração própria a partir de SORIA (2011), SCHAEFFER et al. (2012) e MALAGUETA (2013)

Uma vez com os parâmetros financeiros e os custos de capital, combustível e operação e manutenção de cada uma das três plantas, será calculado o custo nivelado de energia de cada uma das plantas (LCOE)¹⁴. O LCOE é o preço da eletricidade requerido por uma unidade geradora, que anula a diferença entre as receitas e os custos da planta,

¹⁴ Do inglês Levelized Cost of Energy.

considerando-se a recuperação do capital investido, conforme uma determinada taxa de desconto e uma vida útil (IRENA, 2012).

O LCOE pode ser calculado a partir da seguinte fórmula:

$$LCOE = \frac{\sum_{t=1}^n \frac{I_t + M_t + F_t}{(1+r)^t}}{\sum_{t=1}^n \frac{E_t}{(1+r)^t}}$$

Onde:

- LCOE = Custo nivelado da energia
- I_t = gastos com investimentos a.a.
- M_t = gastos com O&M a.a.
- F_t = Gastos com combustível a.a.
- E_t = Eletricidade gerada a.a.
- r = taxa de desconto
- n = vida útil do sistema

4 Descrição, simulação e resultados das plantas propostas

Neste capítulo será descrito cada um dos tipos de planta propostos. Ao final, serão apresentadas também as plantas a serem simuladas através do procedimento metodológico descrito no capítulo anterior, assim como as simulações conduzidas e seus resultados.

As plantas serão divididas de acordo com o conceito do ciclo termodinâmico e classificadas em três tipos: Série, Paralelo e Extração. Todas as três plantas apresentam um ciclo combinado de gaseificação ou *Integrated Solar Gasification Combined Cycle* (ISGCC) - ou seja, possuem uma etapa de gaseificação, e o gás de síntese resultante do processo é utilizado em um ciclo Brayton. O aporte de calor ao sistema associado ao ciclo Rankine pode vir do recuperador de calor do ciclo Brayton em paralelo ou em série com o aporte de calor do bloco solar.

Por exemplo, a Figura 29 apresenta um ISGCC genérico. Nesta figura, o ciclo de gaseificação (junto com a turbina a gás) é destacado em amarelo enquanto o ciclo Rankine é destacado em verde. Existe ainda um terceiro ciclo que não está destacado. Trata-se do ciclo de óleo sintético das plantas CSP, como descrito no capítulo 2.

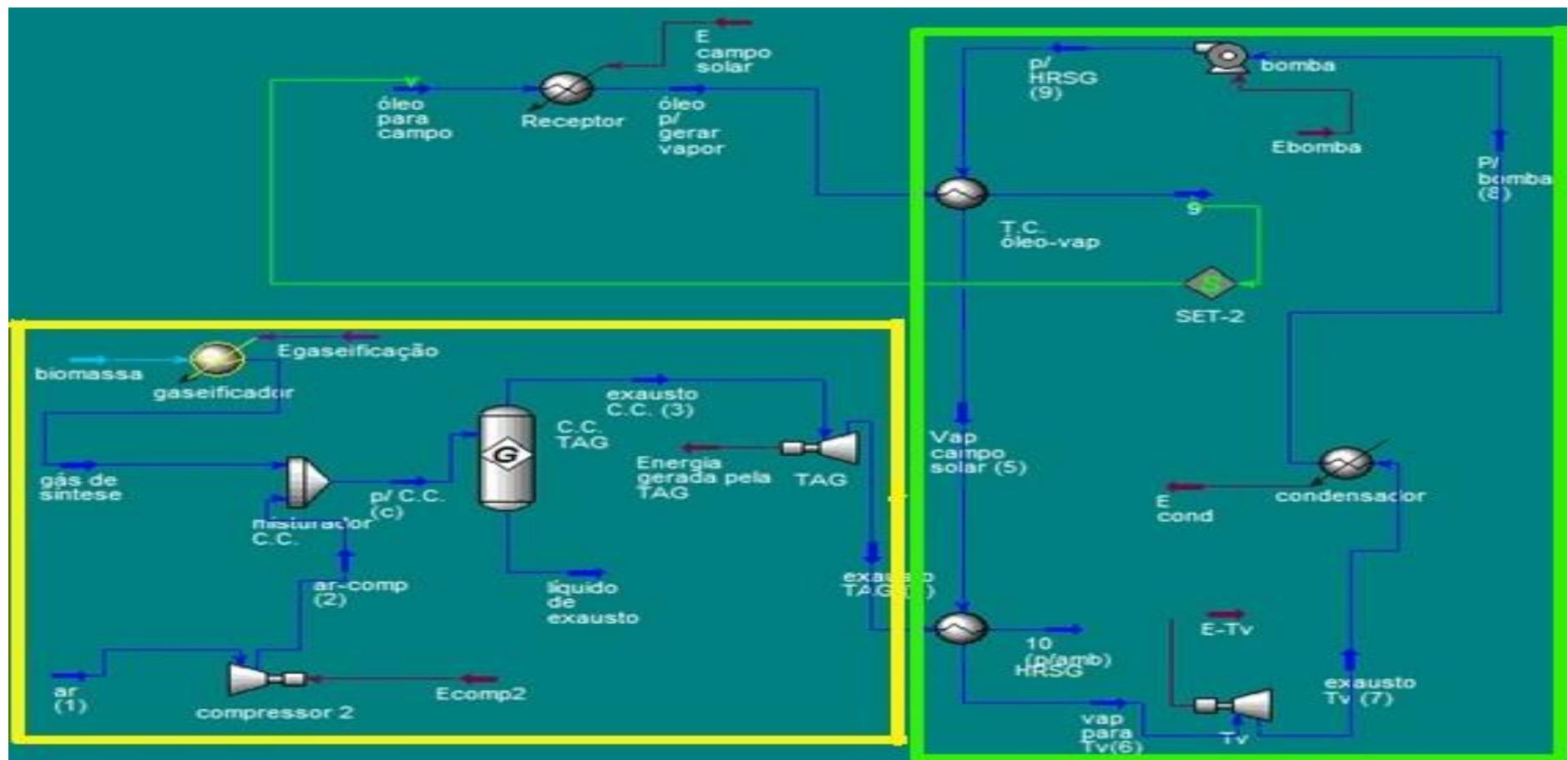


Figura 29 – Exemplo de um ISGCC

Fonte: elaboração própria

Assim, nas seções subsequentes será descrita cada uma das três plantas ISGCC propostas nesta dissertação, conforme o mesmo procedimento analítico:

1. Descrição do ciclo, equipamentos, barreiras e escolhas.
2. Resultados
3. Analise preliminar de custos

4.1 Ciclo em série

Em um ciclo combinado simples, sem a parte solar, o calor transferido ao ciclo Rankine é fornecido pelo exausto da turbina a gás que passa por um recuperador de calor como visto no capítulo 1. Na planta ISGCC proposta neste estudo, tanto a planta em série quanto a planta em paralelo, em seu ciclo Rankine, possuem outra fonte de calor além do exausto da turbina a gás. Esta fonte de calor é o campo solar. Neste ponto é válido destacar que o SAM não foi utilizado neste estudo como o recomendado pelo desenvolvedor. Segundo os desenvolvedores o SAM é utilizado para simular geração de energia elétrica (Turchi, 2010), nesta dissertação porém ele será utilizado para geração de calor, sendo assim será extraído do SAM um resultado intermediário, o calor fornecido ao ciclo Rankine.

4.1.1 Descrição do ciclo, equipamentos barreiras e escolhas.

O ciclo em série recebe este nome pois a fonte de calor solar se encontra em série com a fonte de calor do exausto da turbina a gás, ou seja, a água que sai da bomba recebe calor do ciclo de óleo e em seguida recebe calor do exausto da TAG. Neste ciclo o trocador de calor, que extraí calor do óleo e cede o mesmo para CSP, funciona como um pré-aquecedor. O esquema termodinâmico deste ciclo se encontra Figura 30.

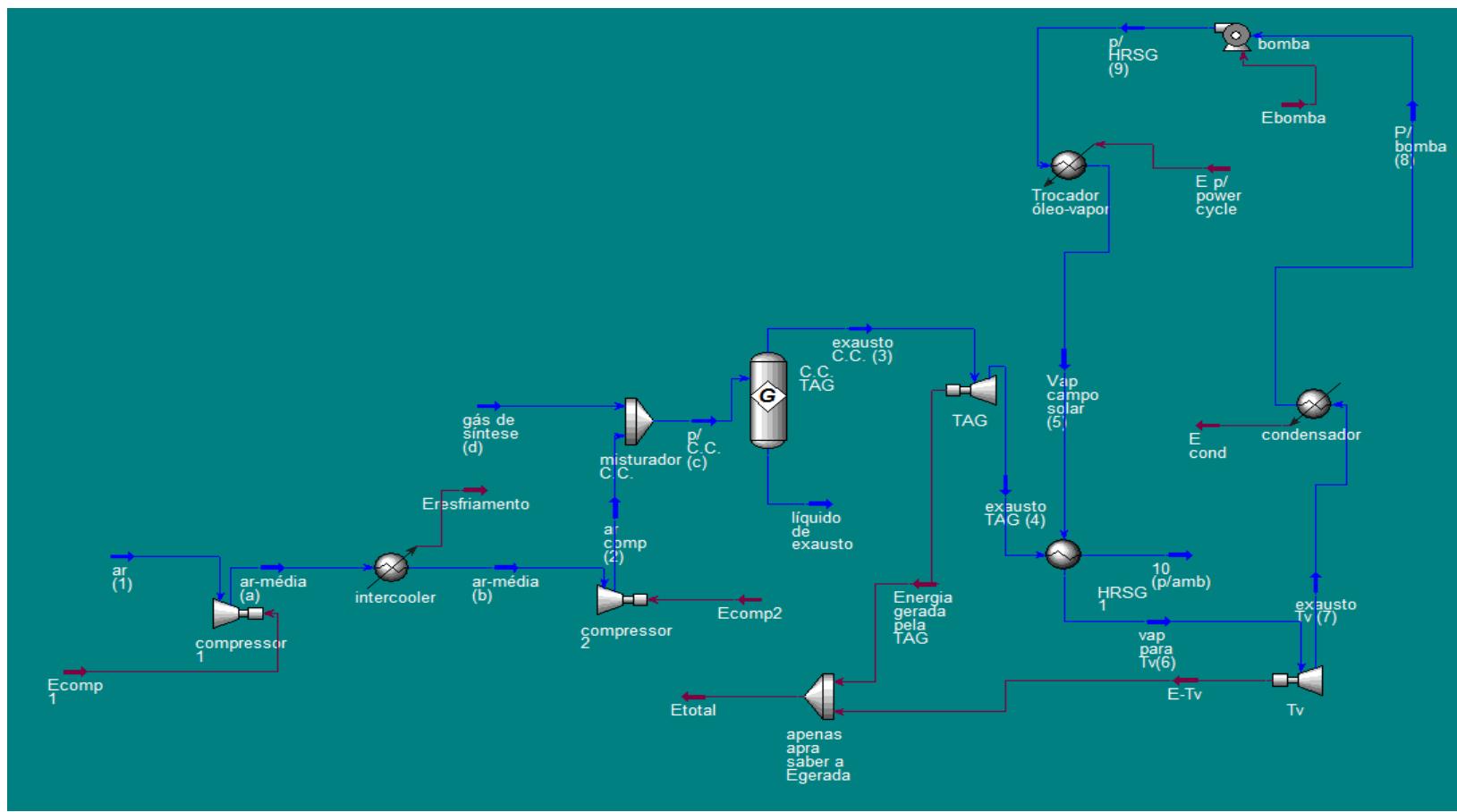


Figura 30 – Desenho termodinâmico do ciclo em série.

Fonte: elaboração própria

Sistema de compressão

Como pode ser observado na Figura 30, o ciclo em série é composto por 10 equipamentos sendo dois destes compressores, além de um *intercooler*. Neste ponto cabe a primeira discussão sobre as premissas adotadas nesta dissertação. A primeira opção excogitada foi um sistema de compressão com apenas um estágio, por ser mais simples, para uma simulação preliminar. Verificou-se, porém, que este tipo de compressão era mais energo-intensiva do que a compressão em dois estágios. A potência consumida em uma compressão em estágio simples para este ciclo segundo os cálculos do *Hysys* é de 8,459 MW, enquanto a soma das potências dos dois compressores no processo de compressão em dois estágios era de 7,275 MW, sendo assim optou-se pela compressão em dois estágios. Esta escolha foi feita para os três ciclos desta dissertação. Por fim, a razão de compressão da turbina a gás é de 18,9. Este parâmetro também foi retirado do manual da turbina a gás escolhida, que será descrita a seguir. A Tabela 13 apresenta as principais entradas e saídas do compressor em dois estágios.

Tabela 13 - Entrada e saída da compressão em dois estágios do ciclo em série

Entradas	Temperatura (°C)	25
	Pressão (kPa)	100
	Entalpia (kJ/kmol)	-8,076
	Entropia (kJ/kmolK)	151,8
Saídas	Temperatura (°C)	191,2
	Pressão (kPa)	1890
	Entalpia (kJ/kmol)	4884
	Entropia (kJ/kmolK)	140,4
	Potência requerida – primeiro estágio (kW)	4567
	Potência requerida – segundo estágio (kW)	2728
	Potência térmica rejeitada no intecooler (kW)	4113

Fonte: elaboração própria

Turbina a gás (TAG)

Percorrendo o ciclo da esquerda para a direita, segundo a Figura 30, o próximo equipamento a ser descrito é a câmara de combustão. No Hysys a câmara de combustão é modelada como um reator genérico, onde é necessário ter como input as correntes de entrada. A corrente do gás de síntese é especificada por NREL (2012) enquanto a corrente de ar é especificada nas condições ambientes

A turbina a gás escolhida foi a SGT500. Esta turbina, apesar não fazer parte das séries E e F da Siemens, que são próprias para plantas de grande porte (até 400MWe), se adapta a combustíveis ricos em hidrogênio como é o caso do gás de síntese (SIEMENS, 2015). Os principais detalhes técnicos de entrada e saída desta turbina, segundo o manual do fabricante, são resumidos na tabela abaixo. Todos os dados de entrada deste equipamento

foram retirados do manual do fabricante, no caso a Siemens. Nesta tabela, assim como nas outras desta dissertação, as células em azul indicam dados de entrada. Para o caso da Tabela 14, a vazão de gás de síntese será calculada pelo procedimento descrito na seção intitulada “Turbina a vapor e fator de capacidade” e calculado através das equações Equação 1 e Equação 2. Esta turbina tem uma capacidade de até 19,6 MW (SIEMENS, 2015), que como será visto está muito próximo ao valor obtido, 18,81 MW (ver Tabela 20)

Tabela 14 - Parâmetros da câmara de combustão

Fração molar de ar na queima	0,93
Fração molar de combustível na queima	0,07
Vazão de gás de síntese (kmol/h)	364,70
Vazão de ar (kmol/h)	2342
Razão ar-comb molar	6,42
Razão de compressão	18,9

Fonte: elaboração própria

Trocador de calor

Continuando a análise equipamento por equipamento o próximo equipamento é o trocador de calor denominado na Figura 30 como “HRSG 1”. Este equipamento, diferente da TAG não foi baseado em nenhum equipamento disponível no mercado nem em manual de fabricantes; seus parâmetros foram obtidos através da biblioteca do *Hysys*. Este trocador de calor trata-se de um trocador de calor do tipo “casco e tubos” de contra-corrente (AspenTech, 2005), cujas principais características se encontram na Tabela 14. Nesta tabela, os dados das células em azul foram retirados do programa IECM (Integrated Environmental Control Model) desenvolvido pelo NETL (*National Energy Technology Laboratory*) do departamento de energia estadunidense.

Tabela 15 - Principais características do trocador de calor.

UA ¹⁵ (kJ/C-h)	598360
ΔP casco (kPa)	200
ΔP tubo (kPa)	20
Área de transferência por casco (m ²)	60,32
Volume do tubo por casco (m ³)	0,193
Volume de um casco (m ³)	2,272

Fonte: elaboração própria

Turbina a vapor (TV) e discussão do Fator de Capacidade (FT)

Seguindo a análise agora passamos a analisar o ciclo Rankine e não mais o ciclo de gaseificação, como se fez até então. O primeiro componente do ciclo Rankine a ser analisado será a turbina a vapor (TV). A turbina a vapor escolhida como modelo para a turbina do Hysys é a turbina a vapor SST-600 da Siemens. Ela foi escolhida de acordo com documento do fabricante intitulado “*Steam Turbines for CSP plants*” (SIEMENS, 2015), onde a Siemens resume todas as plantas CSP que utilizam suas turbinas. Os modelos de turbina assim como as faixas da potência de saída e das condições de entrada (pressão e temperatura) são apresentadas na figura abaixo.

¹⁵ UA é o resultado da multiplicação de dois coeficientes. O coeficiente U é o coeficiente de troca térmica e tem como unidade [kJ/(h x m² x °C)] enquanto A é a área de troca térmica cuja unidade é [m²].

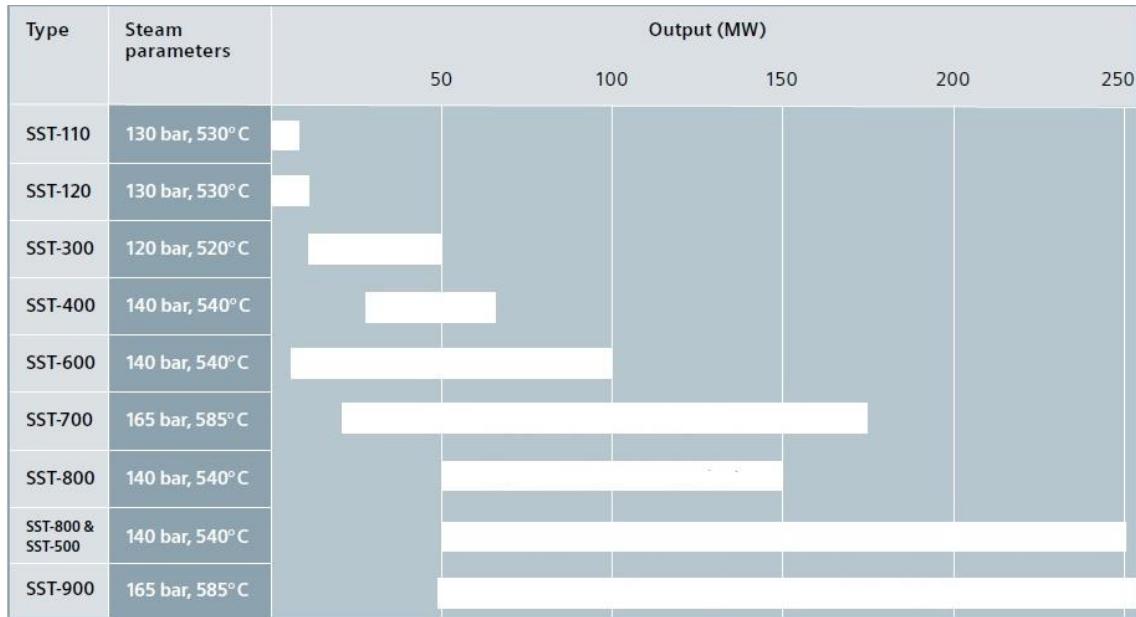


Figura 31 – Turbinas utilizadas em plantas CSP.

Fonte: Siemens (2010)

Neste ponto se faz necessária a discussão sobre a escolha da TV e o fator de capacidade¹⁶ (FC) da planta. A primeira opção de turbina a vapor pensada foi a SST-900 que, de acordo com a figura acima, opera com potências maiores que a SST-600. Contudo, a vazão de combustível, no caso desta dissertação o gás de síntese, necessária para que se atingisse o *heat rate* desta turbina seria a vazão total gerada pelo gaseificador. Esta vazão, como mostrado na tabela A-1 é de 9,661kg/s. Pelo fato de o ciclo ser em série e a planta CSP não ter armazenamento, como ainda será visto nesta seção, o fator de capacidade deste sistema seria definido pela disponibilidade anual do recurso solar em Bom Jesus da Lapa, que, conforme o software SAM, é de 31,78% para esta planta. Tal fator de capacidade faria com que o gaseificador operasse apenas 31,78% do tempo em um ano, o que comprometeria a viabilidade do equipamento, devido não só ao custo do mesmo, mas também à inércia térmica (Basu, 2006).

¹⁶ Fator de capacidade anual é a relação entre o quanto a usina gera no ano dividido pelo máximo que ela poderia gerar, diante da sua capacidade nominal.

Assim, foram propostas duas soluções: a primeira dela seria operar com duas turbinas a vapor, uma de alta pressão e uma de baixa pressão. A primeira seria acionada quando houvesse disponibilidade do recurso solar: neste caso, o vapor de entrada da TV teria recebido calor tanto da fonte solar quanto do exausto da TAG. Já a turbina de baixa pressão seria acionada quando não houvesse o recurso solar: portanto, o vapor de entrada desta receberia calor somente do exausto da TAG. Esta primeira proposta de solução, porém, foi descartada uma vez que além de outra turbina a vapor também haveria necessidade de mais um trocador de calor.

A segunda solução também leva a que o gaseificador opere de forma contínua. A diferença é que nesta proposta de solução apenas uma fração da vazão total do gás de síntese entra na câmara de combustão da TAG. O restante do gás de síntese é armazenado e utilizado para substituir o calor fornecido pelo campo solar nas horas sem sol de modo que a turbina a vapor sempre seja alimentada 100% do tempo com vapor de mesmas propriedades intensivas e extensivas. Com esta solução a planta opera com fator de capacidade próximo a 100%¹⁷. Assim, esta foi a solução adotada.

Uma vez que a solução adotada conta com uma vazão de gás de síntese menor que a total gerada pelo gaseificador (1889 kmol/h) destinada à câmara de combustão, isto implica numa menor vazão do exausto da TAG, por consequência numa menor energia demandada ao campo solar e numa menor entalpia presente no vapor de entrada da TV. Sendo assim, a potência da TV diminuiu fazendo que se utilizasse a SST-600 no lugar da SST-900 justamente por operar com faixas menores de potência, uma vez que a potência da TV deste ciclo é de 18,81 MWe, como mostra a Tabela 19. Sendo assim, essa redução na vazão de gás de síntese que alimenta a câmara de combustão fez com que toda a planta tivesse uma escala reduzida em prol do aumento do FC da planta híbrida em série.

Por fim, é necessário saber qual é a vazão de gás de síntese a ser armazenada de modo que se garanta a mesma quantidade de calor fornecida ao ciclo Rankine nas horas sem recurso solar, assim como descrever o procedimento utilizado para se atingir esta vazão. O processo para se achar tal vazão se tratou de um processo iterativo uma vez que a vazão

¹⁷ Neste trabalho foi considerado um fator de capacidade de 100% uma vez que não foram consideradas pausas para manutenção.

destinada à câmara de combustão influencia no calor a ser gerado pelo campo solar (horas com sol) ou pelo gás armazenado (horas sem sol). Tal procedimento e as equações são descritas abaixo

Equação 1 - Quantidade de energia no gás de síntese armazenado

$$Q_a = h_{c/csp} (q_t - q_{c.c.}) \times PCI_{syn}$$

Onde:

Q_a = quantidade de energia contida no gás de síntese armazenado por ano

$h_{c/csp}$ = horas com recurso solar.

q_t = vazão total de gás de síntese

$q_{c.c.}$ = vazão de gás de síntese para a câmara de combustão

PCI_{syn} = Poder calorífico inferior do gás de síntese

Esta fórmula tem como resultado o total de energia armazenada através do gás de síntese durante um ano. Para se saber qual a potência necessária a ser cedida pelo campo solar nas horas sem sol, é necessário dividir Q_a pelo número de horas sem sol. Da equação 1, fica claro que a quantidade de calor a ser fornecida pelo campo solar é função da quantidade de gás de síntese que é destinada à câmara de combustão da TAG. Sendo assim realizou-se um processo iterativo para que se chegasse à vazão de gás de síntese a ser armazenado. Após este processo obteve-se como resultado uma vazão de 364,7 kmol/h ou 1,87 kg/s destinados para a TAG enquanto 8,80 kg/s foram destinados para o armazenamento. Tal vazão garante que, durante 68,22% do tempo (horas sem o recurso solar) seja fornecida uma potência de 2,05 MW, exatamente o mesmo valor que seria fornecido pelo campo solar. A tabela 12 apresenta o resumo destes cálculos. É válido destacar que nesta tabela, assim como nas outras, as células em azul indicam dados de entrada. Neste caso a vazão total do gás de síntese foi retirada do documento do NREL.

Tabela 16 - Resumo dos cálculos de armazenamento de gás de síntese

Unidades	kmol/h	kg/h	kmol/s	kg/s
Vazão total	1889	38410	0,52	10,67
Vazão para TAG	364,7	6723	0,10	1,87
Vazão para geração suplementar de calor	1524,3	31687	0,42	8,80
Fração da vazão para TAG		0,19		
Fração da vazão para suplementar		0,81		
Unidades	kJ/kmol	kJ/kg		
PCI do gás de síntese	270800	14690		
Eficiência da caldeira da queima de syngas		90%		
Razão (vazão TAG)/ (vazão suplementar)		0,23		
Vazão de ar		67572,79 kg/s		

Fonte: Elaboração própria

Analisando a Tabela 16 pode-se observar que apenas 19% da vazão gerada pelo gaseificador é destinada para o combustor da turbina a gás, enquanto 81% tem como destino o armazenamento. Isto faz com que se diminua a escala da planta, o que corrobora a troca da turbina utilizada.

Parcela CSP

Uma vez que foi analisado o campo solar e o calor que este fornece ao sistema, é necessário discutir a planta CSP que foi modelada com o auxílio do SAM. A planta em questão, assim como a parte CSP das outras duas plantas, é uma planta de cilindro parabólico, para mais detalhes sobre esta tecnologia ver capítulo 2. Como dito nos parágrafos anteriores a planta CSP foi simulada de modo a atender a demanda de energia térmica de 2,05 MW com fator de capacidade de 31,78%. Sendo assim, extrair-se-á do SAM um resultado intermediário, que é exatamente o calor fornecido ao ciclo de potência, em inglês “*Thermal Power to power cycle*”. Sendo assim, para que se atinja a potência exata necessária, a média da geração de calor nas horas com geração deve corresponder

à potência requerida ao campo solar. A equação abaixo apresenta o como foi feito tal cálculo.

Equação 2 - Cálculo da potência térmica dada ao ciclo de vapor

$$Pot = \left(\sum_{i=0}^{8760} PPCi \right) / h_c$$

Onde:

Pot = Potência térmica fornecida pela parte CSP

PPCi = potência térmica gerada em cada uma das horas do ano

h_c = Horas com o recurso solar

Para se atingir a potência requerida à parte CSP (2,05MW), dadas as limitações da ferramenta, o procedimento poderia ser feito de duas formas. A primeira seria manter fixo o múltiplo solar e variar a potência da turbina, a segunda seria manter a potência da turbina fixa e variar o múltiplo solar. Nenhum dos dois procedimentos apresenta divergência de resultados. O múltiplo solar é uma relação de áreas, que relaciona a área do campo solar com a capacidade nominal da turbina, diante de uma radiação de projeto pré-definida. Por exemplo, se o múltiplo solar for de 1,5 e a potência da turbina 200MWe, a área da planta seria exatamente igual se tivéssemos um múltiplo solar de 3 e uma turbina de 100MWe.

Na análise desta dissertação o que importa de fato é a área da planta e a energia térmica dada ao ciclo de potência. Isto explica a liberdade entre estas duas metodologias. Para o caso desta dissertação será utilizada a primeira das opções. Aliás, para todas as plantas desta dissertação fixou-se o múltiplo solar em 1,3 e variou-se a potência da turbina. O valor de 1,3 é tipicamente um valor adequado para plantas sem termoacumulação em Bom Jesus da Lapa, como mostram SORIA (2011), MALAGUETA (2013) e MILANI (2014).

Os principais dados da parte CSP da planta em questão são detalhados na tabela abaixo.

Tabela 17 - Dados técnicos da parte CSP da planta em série

Aba do SAM	Grupo de variáveis	Variável	Valor
-	-	Demanda térmica a ser atendida (MW)	2,05
Campo solar	Parâmetros do campo	Múltiplo solar	1,3
		DNI de projeto	950 W/m2
		Número de coletores por <i>loop</i>	8
		Número de <i>loops</i>	31
		Área do campo solar	86 hectares
		Área total da planta	121 hectares
	Fluido de trabalho	Tipo	Therminol VP-1
	Orientação do coletor	Tilt	0°C
		Azimute	0°C
Coletor	-	Tipo de coletor	Solargenix SGX-1
Receptor	-	Tipo de receptor	Schott PTR70
Bloco de potência	Capacidade da planta	Potência bruta da turbina	23 MWe
		Perdas parasíticas	10%
Armazenamento térmico	-	Horas de armazenamento	0

Fonte: elaboração própria

Para finalizar a análise da planta CSP, falta analisar o componente da Figura 30 relacionado com esta parte da planta, ou seja, o “Trocador óleo-vapor”. Assim como no caso do trocador de calor, este componente não se baseou em nenhum equipamento de mercado, mas sim no próprio Hysys: perda de carga de 50kPa e volume de 0,1 m³.

Condensador e Bomba

O caso dos últimos dois componentes do ciclo é semelhante ao do “Trocador óleo-vapor”. Para o caso destes dois equipamentos utilizou-se o padrão do Hysys. Contudo, para o caso do condensador não há perda de carga uma vez que se considerou o processo de condensação a pressão constante. Tal processo é úmido e o volume do condensador é de $0,1\text{m}^3$. Para o caso da bomba foi utilizada a bomba padrão do Hysys; neste componente o parâmetro de entrada é a eficiência adiabática. Sendo assim foi considerada uma eficiência adiabática de 75%.

Tabela resumo dos pontos do ciclo em série

Para finalizar a análise do ciclo em série será apresentada a Tabela 18 que resume as propriedades ponto a ponto assim como o consumo e geração de energia, além dos principais dados da planta CSP e dados de entrada e saída dos equipamentos descritos acima.

Tabela 18 - Resumo do ciclo em série ponto a ponto

Ponto	Temperatura (°C)	Pressão (kPa)	Entalpia (kJ/kmol)	Entropia (kJ/kmolK)	Vazão (kmol/h)	Vazão (kg/h)
1 (Ar)	25	100	-8,076	151,8	2342	67570
2 (Ar comp)	191,2	1890	4884	140,4	2342	67570
3 (Exausto C.C.)	1319	1880	-8870	191,6	2581	74300
4 (Exausto TAG)	601	89,85	-35110	195,1	2581	74300
5 (Vap campo solar)	207,6	1800	-236500	164,8	3752	67590
6 (Vap p/ Tv)	431,4	1600	-227800	180,5	3752	67590
7 (Exausto Tv)	85,95	60	-239800	184,2	3752	67590
8(Água p/ bomba)	85,95	60	-281500	67,72	3752	67590
9 (Água para HRSG 2)	86,17	1850	-281400	67,72	3752	67590
10 (P/ ambiente depois de HRSG 1)	223	69,85	-47680	178,5	2581	74300
a (Ar-média1)	260	649,2	7012	153,6	2342	67570
b (Ar-média2)	50	599,2	689,9	139,2	2342	67570
c (para C.C.)	237,6	1880	-8459	147,8	2707	74300
d (Gás de síntese)	489,9	1880	-94150	167,3	364,7	6723

Fonte: elaboração própria

T1, P1 e V1 representam temperatura, pressão e vazão no ponto 1, cujo fluido é o ar antes de ser comprimido pela compressão em dois estágios. Como este se encontra em condição ambiente P1 e T1 foram consideradas como tais, 100kPa e 25°C respectivamente. A vazão por sua vez foi calculada de forma a manter a razão ar/combustível molar em 6,42, ou seja, uma queima com 93% de ar e 7% de gás de síntese. Tal razão ar-combustível foi escolhida, uma vez que está é a menor fração de ar que permite a combustão completa. T4, a temperatura do exausto da câmara de combustão com destino à TAG, assim como os outros parâmetros da mesma foi retirado do manual do fabricante, assim como P6 e P7, ou seja, as pressões na entrada e saída da Tv respectivamente.

A temperatura em 5 (T5), ou seja a temperatura do vapor após receber calor do campo solar e antes de entrar no trocador de calor “HRSG1” foi limitada em 207.6°C. Esta temperatura foi definida por ser a temperatura máxima que permite a troca térmica com o exausto da Turbina a gás, de acordo com os parâmetros explicitados na Tabela 15. É claro que variando tais parâmetros a temperatura máxima que permite a troca térmica também varia. T10, a temperatura do exausto da TAG depois de fornecer calor ao vapor, foi determinada em 223°C pelo mesmo motivo que T5. Por fim, mais uma vez todas as propriedades do gás de síntese foram retiradas do documento do NREL já citado anteriormente.

4.1.2 Resultados

Esta seção dedicar-se-á a apresentar os resultados de desempenho da planta em série. Nesta planta, como antes destacado, diminuiu-se a vazão de gás de síntese destinada a TAG, para que o gaseificador pudesse operar de forma constante. Isto fez com que a planta diminuísse a potência, enquanto aumentava o fator de capacidade, que chegou a 100%, desprezando-se as paradas para manutenção, que não serão consideradas nesta dissertação.

A Tabela 19 a seguir mostra a potência de ambas as turbinas assim como a potência dos compressores, enquanto a Tabela 20 mostra a energia gerada durante o ano.

Tabela 19 - Potência por equipamento

Equipamento	Potência (MW)
Compressor 1	4,57
Compressor 2	2,73
TAG	18,81
TV	12,47
Soma das turbinas	31,28
Potência líquida	23,99

Fonte: elaboração própria

Tabela 20 - Energia gerada/energia consumida em um ano por equipamento

Equipamento	Energia gerada/ consumida (GWh)
Compressor 1	40,00
Compressor 2	23,90
TAG	164,78
Tv	109,24
Soma das turbinas	274,01
Energia líquida	210,11
Unidade	%
Fator de capacidade	100
Porcentagem da energia gerada por ano na TAG	60,13
Porcentagem da energia gerada por ano na TV	38,87

Fonte: Elaboração própria

Analizando as tabelas acima, pode-se notar que a principal geradora de energia é a turbina a gás, sendo esta responsável por 60,13% da energia gerada durante o ano, enquanto a Tv é responsável por 39,87%, o que se aproxima de um ciclo ICGG normal sem a fonte solar e com metano como combustível (Dincer e Rosen, 2012).

4.1.3 Análise preliminar de custo

Nesta seção será feita uma análise preliminar do custo da planta em série. Os dados financeiros e econômicos foram descritos na seção 3.3. A seguir, será apresentada a Tabela 21 que sumariza os principais custos de capital utilizados como base para o cálculo do LCOE. Assim como na seção anterior todos os dados de entrada terão sua fonte justificada, porém desta vez isto será feito na própria tabela.

Tabela 21 - Custo de capital planta em série

Equipamento	Custo	Fonte
Gaseificador (USD)	59.700.000	NREL, 2012
Bloco de potência (Rankine + Brayton + trocador) (USD/kW)	663,7	IECM, 2012
Bloco de potência (Rankine + Brayton + trocador) (USD)	20.760.536	Calculado com dados do IECM e Hysys
Campo solar (USD)	232.200.000	SAM, 2015
Armazenamento gás (USD)	725.8426	NETL, 2008
Campo solar (USD/m ²)	270	SAM, 2015
Campo solar (m ²)	860.000	SAM, 2015
Armazenamento gás de síntese (USD/m ³)	58	NETL, 2008
Capacidade do reservatório de armazenamento de gás de síntese (m ³)	125.145 ¹⁸	Hysys, 2006
Custo do combustível (USD/m ³)	9	Soria <i>et al.</i> , 2015
Custo do combustível ((USD/MMBTU))	0,51	Soria <i>et al.</i> , 2015

Fonte: elaboração própria

Uma vez com os custos e investimento definidos, é necessário definir os parâmetros financeiros - apresentados na Tabela 12. Estes parâmetros serão os mesmos para todas as plantas propostas nesta dissertação, de modo a não comprometer a análise comparativa entre elas. Após o cálculo, a planta em série atingiu o LCOE de 0,266 USD/kWh. Este LCOE é alto, quando comparado com o LCOE de 0,1104 USD/kWh de Soria et al. (2015) para uma planta híbrida no Brasil, através da combustão direta da biomassa. É também otimista, por remeter a uma planta que se baseia em tecnologia ainda não consolidada

¹⁸ Esta capacidade do reservatório do armazenamento de gás de síntese foi considerada como 10% da quantidade total de gás de síntese armazenado durante um ano. A mesma premissa foi assumida para os outros dois ciclos

como a gaseificação da biomassa. Mas fica próximo do limite inferior da faixa do LCOE de plantas CSP convencionais, sendo este de 0,22 até 0,36 USD/kWh (Sulyok, Torres e Jong, 2013), porém ainda consideravelmente acima das plantas IGCC convencionais, a carvão, que chegam a 0,0792 USD/kWh (EIA, 2015) e das plantas IGCC operando com biomassa cujo LCOE é previsto em 0,15 USD/kWh (WEC, 2013).

4.2 Ciclo em Paralelo.

Como dito na seção 4.1, tanto o ciclo em série como o ciclo em paralelo têm mais de uma fonte de calor no ciclo Rankine, além do HRSG, para o exausto da TAG. Para se apresentar este ciclo será utilizado o mesmo procedimento do ciclo anterior. Primeiro se fará uma descrição do mesmo, assim como as barreiras encontradas e as premissas assumidas.

4.2.1 Descrição do ciclo, equipamentos barreiras e escolhas

O ciclo em paralelo recebe este nome, pois o campo solar ou, mais especificamente, o trocador de calor cujo fluido de trabalho é o óleo sintético que recebe calor diretamente do campo solar, se encontra em paralelo com a outra fonte de calor, ou seja o HRSG. Logo, desta vez o vapor do ciclo Rankine recebe o calor ou do exausto da TAG ou do campo solar, nunca recebendo de um e de outro, como ocorre no ciclo em série. O desenho termodinâmico do ciclo em paralelo é apresentado na Figura 32.

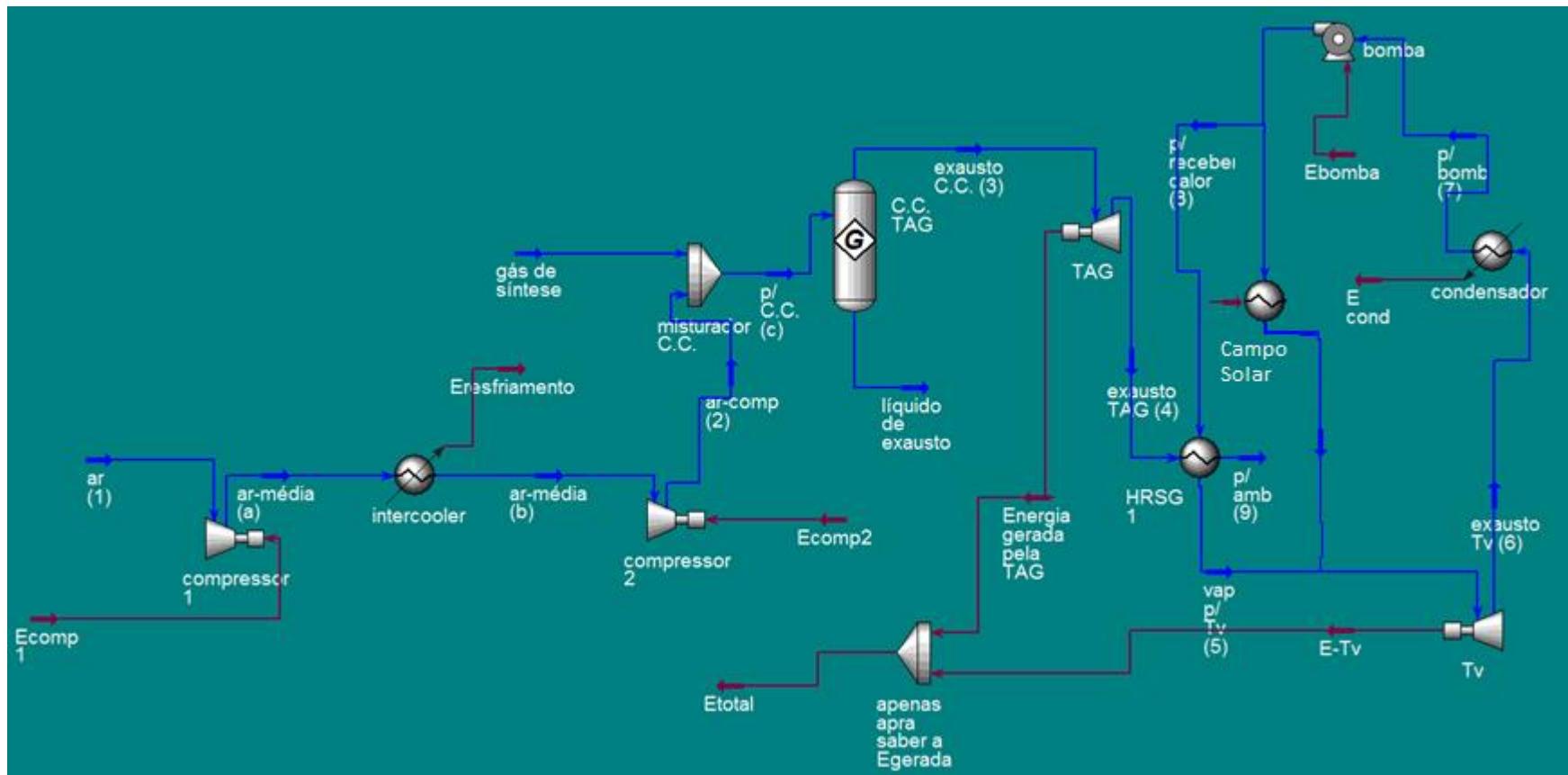


Figura 32 – Desenho termodinâmico do ciclo em paralelo

Fonte: elaboração própria

Sistema de compressão

O sistema de compressão deste ciclo é exatamente igual ao do ciclo em série, ou seja, trata-se de uma compressão em dois estágios, que foi escolhida pelos mesmos motivos apresentados no sistema de compressão do ciclo em série. A diferença aqui é que a vazão de ar a ser comprimida é diferente, uma vez que o ciclo em série apresenta uma vazão diferente de gás de síntese. Logo, para se manter a mesma razão ar-combustível na queima, para que se garanta a combustão completa como no caso do ciclo anterior, é necessário que se mude a vazão de ar. Os cálculos para essa vazão serão apresentados nesta seção, quando se fará a discussão sobre o fator de capacidade deste ciclo. É válido ressaltar, porém, que a compressão em dois estágios para o caso deste ciclo consome 55,24 MW enquanto a compressão simples consumiria 64,06 MW. Mais uma vez a razão de compressão é 18,9. A tabela abaixo apresenta os principais parâmetros técnicos do sistema de compressão.

Tabela 22- parâmetros da compressão do ciclo em paralelo

Entradas	Temperatura (°C)	25
	Pressão (kPa)	100
	Entalpia (kJ/kmol)	-8,076
	Entropia (kJ/kmolK)	151,8
Saídas	Temperatura (°C)	191,2
	Pressão (kPa)	1890
	Entalpia (kJ/kmol)	4884
	Entropia (kJ/kmolK)	140,4
-	Potência requerida – primeiro estágio (MW)	43,56
-	Potência requerida – segundo estágio (MW)	20,66
-	Potência térmica rejeitada no intecooler (MW)	21,3

Fonte: elaboração própria

Armazenamento de gás de síntese e fator de capacidade

Como dito no item anterior, a vazão de gás de síntese para a TAG é diferente no ciclo em paralelo, quando comparada à do ciclo em série. Isto ocorre devido à diferença da proposta dos dois ciclos e do uso do gás armazenado. O ciclo em série, caso não utilizasse o gás armazenado para suprir as horas sem sol, ficaria à mercê da disponibilidade do recurso solar. Logo, para o caso do ciclo em série, o gás armazenado foi utilizado justamente para suprir esta limitação.

O caso do ciclo em paralelo, porém, é diferente. Este ciclo já opera tanto nas horas com sol quanto nas horas sem sol, a única diferença está na fonte de calor. Enquanto nas horas com sol o calor é cedido pelo campo solar, nas horas sem sol o calor é cedido pelo HRSG do exausto da turbina a gás. Mais uma vez, contudo, o gaseificador não pode operar com

a intermitência do recurso solar. Ele deve operar de forma contínua, devido à sua inércia térmica. Sendo assim, o gás de síntese deve ser armazenado, quando houver a disponibilidade do recurso solar. Mas, o gás de síntese armazenado não precisa suprir as horas sem o recurso solar, uma vez que este já é suprido pelo calor do exausto da TAG.

Tendo isto em vista optou-se por aumentar a vazão do gás de síntese da TAG. Como consequência a TAG terá maior potência, assim como todo o ciclo T_v . É necessário ressaltar aqui que o gaseificador continua o mesmo do ciclo em série (mesma capacidade). A Equação 3 abaixo mostra como foi calculada a quantidade de gás de síntese armazenado.

Equação 3 – Quantidade de gás de síntese armazenada

$$Q_a = h_{c/csp} \times q_{syn}$$

Onde:

Q_a = quantidade de gás de síntese armazenado.

$h_{c/csp}$ = horas com recurso solar em um ano.

q_{syn} = Vazão de gás de síntese produzida pelo gaseificador.

Uma vez que se calculou a quantidade de gás de síntese armazenado em um ano, dividir-se-á esta quantidade pelas horas sem o recurso solar. O resultado será somado à vazão de gás de síntese produzida pelo gaseificador obtendo-se assim a nova vazão de gás de síntese que alimentará a TAG nas horas sem recurso solar. Mais uma vez, é válido ressaltar que a vazão aumenta devido ao armazenamento de gás de síntese e não a um aumento de capacidade do gaseificador. A Equação 4 apresenta a fórmula para cálculo da nova vazão de gás de síntese.

Equação 4 - Cálculo da nova vazão de gás de síntese.

$$q_n = Q_a \div h_{s/csp} + q_{syn}$$

Onde:

q_n = vazão do gás de síntese a ser destinada a TAG nas horas sem recurso solar

Q_a = quantidade de gás de síntese armazenado em um ano.

$h_{s/csp}$ = horas sem o recurso solar

q_{syn} = vazão de gás de síntese produzida pelo gaseificador.

A Tabela 23 apresenta os valores das variáveis das equações 2 e 3.

Tabela 23 - Armazenamento do gás de síntese ciclo paralelo

Vazão de gás de síntese produzida pelo gaseificador (kg/h)	34780
Vazão do gás de síntese produzida pelo gaseificador(kg/s)	9,66
Quantidade de gás de síntese armazenada no ano (kg)	96549280
Acréscimo da vazão do gás de síntese (kg/h)	16134,57
Vazão do gás de síntese (kg/h) – entrada da TAG	50914,57
Vazão do gás de síntese (kmol/h) – entrada da TAG	2762
Vazão de ar (kmol /h)	17735,87
Horas com recurso solar (h)	2776
Horas sem recurso solar (h)	5984

Fonte: elaboração própria

O armazenamento e a forma como este gás de síntese é utilizado constituem diferenças cruciais entre o arranjo em série e o arranjo em paralelo. Enquanto o ciclo em série opera o tempo todo com a mesma potência somada (TV + TAG), o ciclo em paralelo opera com a potência total (TV + TAG) apenas nas horas sem sol (68,31% das horas do ano), funcionando como um ciclo combinado clássico. Nas horas com presença do recurso solar, porém, ele opera apenas o ciclo Rankine, ou seja, opera com a potência apenas da

TV. Em suma, o ciclo Rankine opera 100% do tempo enquanto o ciclo Brayton opera apenas nas horas sem sol.

Turbina a gás (TAG)

No caso do ciclo em paralelo a turbina a gás tem uma maior capacidade do que a turbina a gás do ciclo em série, uma vez que são maiores a vazão de gás de síntese para câmara de combustão e, por consequência, a vazão do exausto desta para a TAG. Sendo assim, utilizou-se uma turbina da série F da Siemens que é a série de turbinas para plantas de até 400MW (SIEMENS, 2015). A turbina em questão é a SGT6-2000E.

Tabela 24 - Parâmetros da câmara de combustão da TAG-paralelo

Parâmetros C.C. TAG	
Potência de projeto (MW)	116 - 171
Fração molar de ar na queima	0.93
Fração molar de comb na queima	0.07
Vazão de gás de síntese (kmol/h)	2763
Vazão de ar (kmol/h)	17735.87
Razão ar-comb molar	6.42
Razão de compressão	18.9

Fonte: elaboração própria

Assim como no caso do ciclo em série a câmara de combustão da TAG foi modelada a partir do reator genérico do Hysys; a diferença, porém, é que a vazão tanto de combustível quanto de ar é maior para o caso do ciclo em paralelo.

Trocador de calor

Assim como a câmara de combustão da TAG e o trocador de calor do ciclo em série, o trocador de calor do ciclo em paralelo não foi baseado em nenhum equipamento

comercial. Neste caso utilizou-se o trocador do Hysys. O trocador em questão é um trocador do tipo “casco e tubos” de contra-corrente, exatamente o mesmo tipo que o do ciclo em série. A tabela abaixo mostra as suas principais propriedades.

Para o caso do ciclo em paralelo, este trocador de calor assume um papel de maior destaque quando comparado ao do ciclo em série. Isto ocorre, pois, como a fonte de calor da TV é este trocador ou o campo solar, primeiro analisou-se qual a potência térmica fornecida pelo trocador: 75,54 MWth. Sendo assim, a parte solar da planta foi modelada de modo a atender exatamente esta mesma demanda térmica.

Tabela 25 - Propriedades do trocador de calor no ciclo em paralelo

Propriedade	
UA (kJ/C-h)	4546000
ΔP casco (kPa)	200
ΔP tubo (kPa)	20
Área de transferência por casco (m ²)	58,43
Volume do tubo por casco (m ³)	0,187
Volume de um casco (m ³)	2,204

Fonte: elaboração própria

Turbina a vapor (Tv)

Neste ciclo aqui proposto, a turbina a vapor também tem maior capacidade, equivalendo a 20,67 MWe (maior do que a do ciclo em série igual a 12,47 MWe). Logo, a SST-600 continuou sendo a mais indicada. Esta turbina já foi amplamente discutida para o ciclo em série, sendo assim não há necessidade de refazer a mesma discussão, para maiores detalhes rever seção 4.1.1.

Parcela CSP

Como dito, a parcela CSP desta planta tem como objetivo atender a demanda térmica do ciclo Rankine nas horas com sol. Esta demanda foi dada pela potência térmica transferida pelo HRSG1, sendo igual a 75,54 MWth. Portanto, a planta CSP foi modelada no SAM para atender esta demanda. Para maiores detalhes sobre o procedimento executado no SAM ver seção 4.1.1.

Tabela 26 - Dados da parte solar da planta em paralelo

Aba do SAM	Grupo de variáveis	Variável	Valor
-	-	Demanda térmica a ser atendida (MW)	75,54
Campo solar	Parâmetros do campo	Múltiplo solar	1,3
		DNI de projeto	950 W/m ²
		Número de coletores por <i>loop</i>	8
		Número de <i>loops</i>	50
		Área do campo solar	139 hectares
		Área total da planta	195 hectares
	Fluido de trabalho	Tipo	Therminol VP-1
	Orientação do coletor	Tilt	0°C
		Azimute	0°C
Coletor	-	Tipo de coletor	Solargenix SGX-1
Receptor	-	Tipo de receptor	Schott PTR70
Bloco de potência	Capacidade da planta	Potência bruta da turbina	36,5 MWe
		Perdas parasíticas	10%
Armazenamento térmico	-	Horas de armazenamento	0

Fonte: elaboração própria

Mais uma vez, assim como no ciclo em série, o “Trocador-óleo-vapor” é um equipamento genérico do Hysys com perda de carga de 50 kPa e volume igual a 0,1m³.

Condensador e Bomba

Para o caso destes dois equipamentos utilizou-se o padrão do Hysys. Mais uma vez para o caso do condensador foi se considerado um processo a pressão constante. Este processo utiliza água como agente que retira calor e o volume do condensador é de $0,1\text{m}^3$. A bomba também foi modelada pelo Hysys com uma eficiência adiabática de 75%.

Tabela resumo do ciclo em paralelo

Por fim, é apresentada a tabela resumo da análise ponto a ponto dos pontos da Figura 32.

Tabela 27 - Propriedades ponto a ponto do ciclo em paralelo.

ponto	temperatura (°C)	temperatura (K)	pressão (kPa)	entalpia (kJ/kmol)	entropia (kJ/kmolK)	vazão (kmol/h)	vazão (kg/h)
1 (ar)	25	298.15	100	-8.076	151.8	17735.87	511700
2 (ar comp)	191.2	464.35	1890	4884	140.4	17735.87	511700
3 (Exausto C.C.)	1319	1592.15	1880	-8871	191.6	19550	562600
4 (Exausto TAG)	601	874.15	89.82	-35110	195.1	19550	562600
5 (Vap p/ Tv)	535	808.15	3376	-224100	179.4	4746	85510
6 (exausto Tv)	85.95	359.1	60	-239800	184.2	4746	85510
7(Água p/ bomba)	85.95	359.1	60	-281500	68.21	4746	85510
8 (água a receber calor)	86.38	359.53	3576	-281400	68.24	4746	85510
9 (exausto TaG p/ ambiente)	181	454.15	69.82	-49020	175.7	19550	562600
a (ar-média1)	260	533.15	649.2	7012	153.6	17735.87	511700
b (ar-média2)	50	323.15	599.2	689.9	139.2	17735.87	511700
c (para C.C.)	1318	1591.15	1880	-8856	191.6	13370	384800
d (gás de síntese)	489.9	763.05	1880	-94150	167.3	2762	50910

Fonte: elaboração própria

Novamente as células em azul indicam células de entrada. Logo, é necessário justificar cada um destes dados. Muitos destes dados terão a mesma justificativa que tiveram no ciclo em série. A temperatura e pressão do ponto 1, ou seja a temperatura e pressão do ar antes de ser comprimido, foram consideradas como as condições ambientes. A vazão de ar no ponto 1 foi calculada para se manter a razão ar-combustível molar de 6,42. Com isto tem-se 93% de ar e 7% de gás de síntese. Como dito na análise do ciclo em série esta razão faz com que se obtenha uma combustão completa do gás. A temperatura do exausto da TAG (T4) é a temperatura de saída especificada no manual da turbina a gás. A temperatura no ponto 5 poderia ser até 600°C de acordo com o manual da turbina a gás. Esta temperatura, porém, faria com que a troca térmica não fosse possível, de acordo com os parâmetros assumidos para o trocador de calor como mostra a Tabela 25. Assim, utilizou-se 535°C, pois é a máxima temperatura que permite a troca térmica, dados estes parâmetros. Como se pode observar na Tabela 24, o dado de entrada para este equipamento é a diferença de pressão tanto para o tubo quanto para os cascos. Com estes dados o Hysys calcula o fator UA (descrito na Tabela 24).

A pressão na saída da turbina a vapor (P6) foi retirada do manual da TV, a pressão da água na saída do condensador (P7) é igual à P6 uma vez que este processo foi considerado à pressão constante. A temperatura do exausto da TAG depois de sair do trocador de calor HRSG1, assim como T4, foi determinada para que a troca térmica ocorresse; esta temperatura é a mínima que permite a troca. Mais uma vez esta troca ser ou não possível depende dos parâmetros do trocador apresentados na Tabela 24. Por fim, todas as propriedades do gás de síntese foram retiradas de NREL (2012).

4.2.2 Resultados.

Esta seção se dedica a apresentar os resultados técnicos da planta. É válido lembrar aqui que a planta em paralelo opera 68,31% do tempo (horas sem o recurso solar) com o ciclo Brayton e Rankine, e 31,69% (horas com recurso solar) apenas com o ciclo Rankine, enquanto o gás de síntese é armazenado. A finalidade deste armazenamento é aumentar a vazão do gás que se destina à câmara de combustão nas horas sem recurso solar. As tabelas abaixo resumem os resultados técnicos da planta em paralelo.

Tabela 28 - potência por equipamento no ciclo em paralelo

Equipamento	Potência (MW)
Potência compressor 1	34,58
Potência compressor 2	20,66
Potência resfriamento	21,30
Potência pela TAG	142,50
Potência pela TV	20,67
Potência bruta total	163,17
Potência líquida	107,93
Soma dos compressores	55,24

Fonte: elaboração própria**Tabela 29 - Energia gerada/consumida em um ano por equipamento no ciclo em paralelo**

Equipamento	Energia gerada/consumida durante um ano (GWh)	Energia gerada/consumida durante um ano (%)
Ecomp1	185,93	62,6
Ecomp2	111,09	37,4
Eresfriamento	114,53	-
Egerada pela TAG	766,21	81,0
Egerada pela Tv	181,07	19,0
Energia Gerada Bruta	947,28	-
Energia líquida	831,33	-

Fonte: elaboração própria

4.2.3 Análise preliminar de custo

Nesta seção será feita uma análise preliminar no custo da planta em paralelo. Primeiro, serão apresentados o custo de capital de cada equipamento e as variáveis econômicas. Antes que se comece a análise, é necessário ressaltar novamente que esta é uma análise preliminar, onde o que interessa, de fato, é a análise comparativa entre as três plantas. As tabelas contendo os custos de capital apresentam os dados de entrada para o cálculo do custo nivelado da energia. Assim como na seção anterior todos os dados de entrada terão sua fonte justificada.

Tabela 30 - Custos de capital da planta em paralelo

Equipamento	Custo	Fonte
Gaseificador (USD)	59.700.000	NREL, 2012
Bloco de potência (Rankine + Brayton + trocador) (USD/kW)	663,7	IECM, 2012
Bloco de potência (Rankine + Brayton + trocador) (USD)	108.295.929	Calculado com dados do IECM, 2012 e Hysys, 2006
Campo solar (USD)	375.300.000	SAM, 2015
Armazenamento gás (USD)	7.258.426	NETL, 2008
Campo solar (USD/m ²)	270	SAM, 2015
Campo solar (m ²)	1.390.000	SAM, 2015
Armazenamento gás (USD/m ³)	58	NETL, 2008
Capacidade do reservatório de armazenamento de gás de síntese (m ³)	1.776.109	Hysys, 2006
Custo do combustível (USD/m ³)	9	Soria <i>et al.</i> , 2015
Custo do combustível ((USD/MMBTU))	0,51	Soria <i>et al.</i> , 2015

Fonte: elaboração própria

Com os dados apresentados na Tabela 30 e com os parâmetros financeiros da Tabela 12 a planta em paralelo obteve um LCOE de 0,168 USD/kWh. Este valor está abaixo do valor 0,266USD/kWh obtido no ciclo em série, mas ainda se encontra acima do LCOE encontrado por Soria et al ., (2015) (0,1104 USD/kWh) para uma planta hibridizada com combustão direta de biomassa. Também está acima do valor de 0,0792 USD/kWh de uma planta IGCC a carvão convencional (EIA, 2015), e do valor de uma planta IGCC com biomassa como combustível, igual a 0,15 USD/kWh (WEC, 2013) Contudo, como antes no ciclo em série, vale notar que se assume aqui que os equipamentos adotados no ciclo de gaseificação já se encontram maduros, o que reduz o custo de uma planta pioneira. Isto não é verdade no presente momento.

4.3 Ciclo com extração de vapor

O terceiro ciclo ISGCC proposto nesta dissertação apresenta características diferentes daquelas dos ciclos anteriores, quando se analisa o modo como a hibridização é feita. Nos dois ciclos anteriores (série e paralelo) a hibridização com a energia térmica proveniente do sol se deu no ciclo Rankine; ou seja, o campo solar desempenhou o papel de uma fonte de calor ao ciclo Rankine, em série ou em paralelo com a outra fonte de calor (trocador de calor – ou HRSG - do exausto da TAG). No ciclo de extração de vapor aqui proposto, a hibridização se dará através da extração de vapor na turbina do ciclo Rankine para alimentar o gaseificador (vapor de baixa exergia é usado como agente gaseificante, sobretudo na gaseificação da biomassa, como visto na seção 2.2). Sendo assim, a hibridização é feita no sentido Rankine –Brayton e não Brayton-Rankine, como nos dois ciclos anteriores.

4.3.1 Descrição do ciclo, equipamento, barreiras e escolhas

O ciclo com extração de vapor recebe esse nome devido à forma como a hibridização gaseificação-sol é feita. Neste ciclo, vapor nas condições demandadas pelo gaseificador

é extraído da turbina a vapor¹⁹. A Figura 33 abaixo apresenta o esquema básico do ciclo de extração proposto.

¹⁹ As condições do vapor de entrada do gaseificador são 185,6°C, 1133kPa com uma vazão de 5443 kg/s

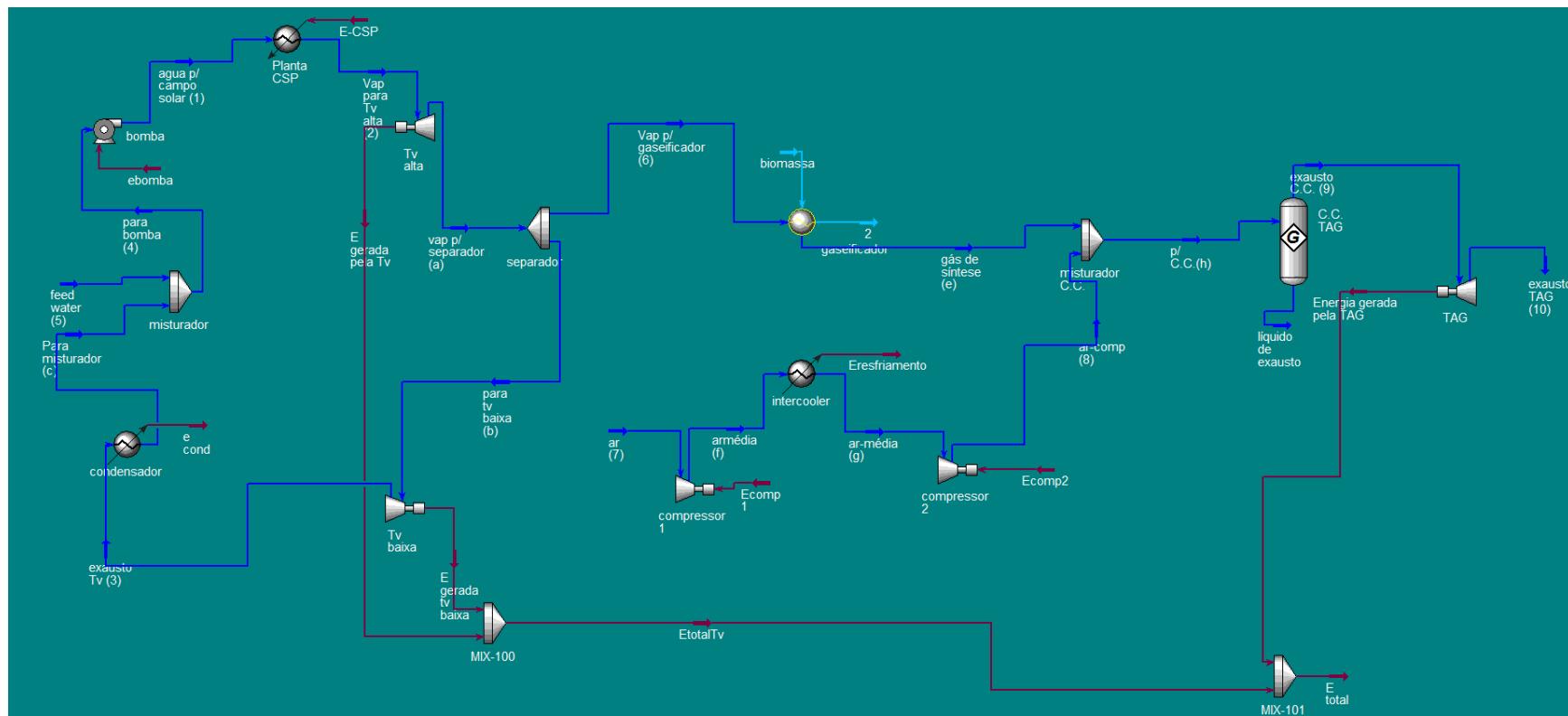


Figura 33 - Desenho termodinâmico do ciclo de extração

Fonte: elaboração própria

Analizando a figura acima, pode-se perceber que o ciclo de extração possui um total de 12 componentes. Assim como feito nos ciclos anteriores, estes componentes serão descritos individualmente.

Neste ponto se faz necessário apresentar uma limitação da ferramenta Hysys e o procedimento utilizado para superá-la. O Hysys não possui na sua biblioteca de unidades, como opção, turbinas com extração de vapor. Para que se simulasse esta opção, utilizou-se o artifício de definir três componentes para a ferramenta: uma turbina de alta pressão, um separador e uma turbina de baixa pressão. A turbina de alta pressão simula a entrada do vapor gerado a partir do bloco solar. Este vapor se expande até a pressão do separador, que corresponde às condições de vapor necessárias ao gaseificador. Assim, no separador, extraí-se a corrente de vapor nas condições de entrada do gaseificador. O restante da vazão de vapor tem como destino uma turbina fictícia, de baixa pressão, que foi introduzida para simular a expansão do vapor após a extração. Em realidade a planta proposta não tem duas turbinas a vapor (uma de alta e uma de baixa), mas, sim, apenas uma turbina com extração.

Parte solar e turbina a vapor

Neste ciclo, os equipamentos serão avaliados na ordem na qual a hibridização ocorre, ou seja, Rankine-Brayton e não mais Brayton-Rankine, como nos ciclos anteriores.

Deste modo, o primeiro equipamento a ser analisado é aquele associado à fonte de calor proveniente da parte solar, assim como a turbina a vapor que se lhe associa. Esta análise em conjunto se faz necessária, uma vez que o ciclo Rankine precisa de um dado de entrada que seja um fluxo. Nos ciclos anteriores tal fluxo era estimado através da análise da troca térmica no HRSG. Como a hibridização neste ciclo é diferente, sendo o ciclo Rankine o primeiro passo, é necessário que se defina um fluxo para este ciclo. Para tanto, definiu-se a potência da TV. Escolher a potência, porém, tem grande impacto na energia elétrica gerada pelo ciclo e, em todo o restante da análise. Logo, esta não é uma variável de entrada que deva ser escolhida de forma arbitrária. De fato, é necessário que se faça a análise de

sensibilidade para saber qual seria o valor adequado, ou estabelecer valores coerentes com os demais componentes do processo (TAG e gaseificador). Sendo assim, variou-se a potência da turbina a vapor de 19,45 até 369 MW com passos de 200 kW. Ao longo desta análise observou-se também o comportamento da demanda térmica requerida ao campo solar e a energia total gerada pelo sistema (TV + TAG). O gráfico da figura abaixo mostra o resultado desta análise.

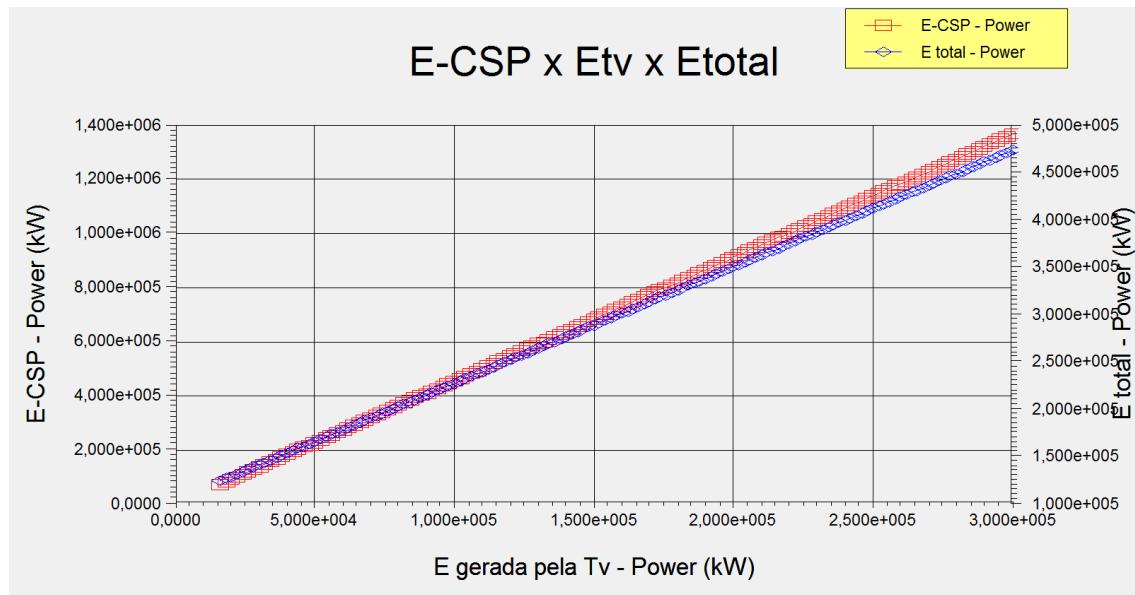


Figura 34 - Análise de sensibilidade do ciclo de extração

Fonte: elaboração própria

A figura mostra como a energia gerada total e a energia requerida à parte solar da planta variam com a energia gerada pela turbina a vapor. Pode-se observar que, para menor energia gerada pela TV, a energia requerida ao campo solar é menor que a energia total gerada pelo sistema. Isto ocorre, porque a energia gerada pela TAG é fixa e dada pela vazão de gás de síntese que, por sua vez, é função do gaseificador já pré-determinado neste estudo, conforme NREL (2012).²⁰ Conforme a energia gerada pela TV aumenta, ela

²⁰ Lembre-se aqui que, por definição, neste estudo as características do gaseificador não mudam diante de alterações no modo de hibridização sol-biomassa sugerido.

faz com que a energia requerida ao campo solar aumente também, levando a potência da soma das duas turbinas a se igualarem a partir de 145,2 MW à energia requerida ao campo solar. A partir deste valor, a energia requerida ao campo solar seja maior que a energia gerada pelas duas turbinas (TAG e TV).

Assim, preliminarmente podem-se escolher cinco possíveis critérios para definição da potência da TV, além de se levar mais de um destes critérios em consideração. O primeiro seria assumir o valor de 32 MW na TV: valor que iguala a energia requerida pelo campo solar à energia total gerada nas turbinas (145,2 MW). O segundo e terceiro critérios seriam assumir a mesma capacidade da TV que os ciclos em série e em paralelo, respectivamente; esta solução teria como vantagem facilitar a análise comparativa com cada um dos dois ciclos antes propostos neste estudo. Porém, ela apresenta como desvantagem o fato de o ciclo em série ter a maior parte de sua vazão de gás de síntese armazenada, o que faz com que a capacidade da turbina a gás se reduza em prol de um aumento do fator de capacidade, o que não é o caso desta planta. O caso da planta em paralelo é o contrário: a vazão do gás de síntese que foi armazenada faz com que se eleve o aporte de calor à TAG nas horas com sol, o que aumenta o tamanho desta turbina. Finalmente, o quarto critério seria utilizar a capacidade de uma planta CSP típica de cilindro parabólico em construção ou em projeto no mundo, aproximadamente 200MWe (NREL, 2015), uma vez que à exceção da extração de vapor na turbina o ciclo Rankine desta planta é idêntico ao ciclo Rankine de uma CSP sem extração de vapor para alimentar um gaseificador de biomassa. Esta solução, porém, faria com que o calor requerido ao campo solar fosse de 820MW, o que é muito maior que o valor dos outros ciclos, o que também levaria a uma área de campo solar muito maior, comprometendo assim a análise comparativa entre as três plantas.

Assim, levando em consideração os argumentos acima procurou-se atingir uma potência próxima à dos ciclos anteriores, porém sem que a área fosse muito superior àquela das outras plantas, sendo este o quinto critério. Tal escolha visou possibilitar a comparação entre os ciclos propostos nesta dissertação. Deste modo, foi possível definir a potência de 21,92MWe para a turbina a vapor, com menos de 10% de área a mais na parte solar do que no ciclo em paralelo. Assim a área total da parte CSP da planta de extração foi de 211

hectares contra 195 hectares na planta em paralelo. Isto fez com que o calor requerido ao campo solar fosse de 82,44 MWth. A Tabela 31 summariza estes resultados.

Tabela 31 - Principais resultados da parte solar da plantar de extração

Aba do SAM	Grupo de variáveis	Variável	Valor
-	Campo solar	Demanda térmica a ser atendida (MW)	82,44
Parâmetros do campo	Múltiplo solar	1,3	
	DNI de projeto	950 W/m ²	
	Número de coletores por <i>loop</i>	8	
	Número de <i>loops</i>	54	
	Área do campo solar	151 hectares	
	Área total da planta	211 hectares	
Fluido de trabalho	Fluido de trabalho	Tipo	Therminol VP-1
	Orientação do coletor	Tilt	0°C
	Orientação do coletor	Azimute	0°C
Coletor	-	Tipo de coletor	Solargenix SGX-1
Receptor	-	Tipo de receptor	Schott PTR70
Bloco de potência	Capacidade da planta	Potência elétrica bruta da turbina (MW)	40
		Perdas parasíticas	10%
Armazenamento térmico	-	Horas de armazenamento	0

Fonte: elaboração própria

Para finalizar esta seção falta apresentar a turbina a vapor escolhida. Mais uma vez a turbina a vapor foi retirada da série de turbinas próprias para CSP da Siemens (Siemens, 2010). Neste caso, assim como no ciclo em paralelo, será utilizada a SST-600 uma vez que a potência das TVs dos dois ciclos é muito próxima, o que faz com que esta turbina esteja na faixa adequada. Para maiores detalhes sobre esta turbina ver seção 4.1.1.

Por fim, é válido novamente enfatizar que a vantagem do tipo de hibridização proposto neste ciclo é o fato de se necessitar de menos biomassa para a mesma quantidade de gás de síntese, na medida em que se extraí vapor gaseificante da TV. Logo, para que se avalie a vantagem deste ciclo de extração seria necessária uma análise de todo o processamento prévio de biomassa até chegar à planta, para que se soubesse o ganho exato de não utilizar a biomassa para gerar o vapor de gaseificação.

Armazenamento do gás de síntese e fator de capacidade

Mais uma vez a discussão sobre o armazenamento de gás de síntese se faz necessária, uma vez que o vapor que alimenta o gaseificador é cedido através da extração da turbina a vapor. Se o gaseificador fosse exclusivamente alimentado pelo vapor extraído da Tv este teria que operar de acordo com o recurso solar, o que mais uma vez, não seria razoável, frente à inércia térmica deste equipamento (Basu, 2006). Sendo assim, no esquema proposto, armazenou-se uma parcela do gás de síntese gerado, para que ele proveja vapor nas condições demandadas pelo gaseificador nas horas sem sol. As condições de entrada do vapor são 185,6°C, 1133kPa (superaquecido, portanto), à vazão de 302,1 kmol/h. Estes e todos os outros parâmetros do gaseificador são apresentados na tabela A-1 do anexo 1. Portanto, para suprir tais condições, foi necessário diminuir a vazão do gás de síntese que vai para a TAG de 1889 kmol/h para 1828 kmol/h, de modo que 61kmol/h fossem armazenados. As equações Equação 5 e Equação 6 apresentam o cálculo para se chegar a esta vazão.

Equação 5 - Cálculo da energia necessária para gerar vapor nas condições de entrada nas horas sem o recurso solar.

$$Et = (hv - ha) \times q \times ts$$

Onde:

Et = energia térmica necessária para que o vapor atinja as condições de entrada do gaseificador em um ano (kJ)

ha = entalpia da água a temperatura ambiente (kJ/kg)

hv = entalpia do vapor nas condições de entrada do gaseificador (kJ/kg)

q = vazão de vapor requerida pelo gaseificador (kg/h)

ts = horas do ano sem o recurso solar (h)

Equação 6 - Cálculo da vazão de gás de síntese a ser armazenado

$$Q_{syn} = Et \div (PCI \times ts \times \varepsilon)$$

Onde:

Q_{syn} = vazão de gás de síntese a ser destinada para o armazenamento (kg/h)

Et = energia térmica necessária para que o vapor atinja as condições de entrada do gaseificador em um ano. (kJ)

PCI = poder calorífico inferior do gás de síntese (kJ/kg)

ts = horas do ano sem o recurso solar (h)

ε = eficiência do gerador de vapor a partir da queima de gás de síntese²¹

²¹ Para esta eficiência considerou-se a eficiência do que é de 90% (IECM, 2012).

Definido o armazenamento de gás de síntese, pode-se iniciar a discussão sobre o fator de capacidade. A planta de extração, assim como a planta em paralelo, opera 100% do tempo com o ciclo Brayton enquanto o ciclo Rankine opera apenas quando há o recurso solar. Ou seja, o ciclo Brayton opera sozinho em 68,39% das horas de um ano enquanto os dois ciclos (Rankine e Brayton) operam em conjunto apenas 31,61% das horas de um ano, justamente quando há o recurso solar.

Sistema de compressão

Mais uma vez, assim como nos outros dois ciclos, a compressão foi feita em dois estágios pelo mesmo motivo: a demanda energética dos compressores é menor desta forma. Neste caso, a vazão de ar a ser comprimida é diferente da vazão dos dois ciclos, o que faz com que a potência para compressão em um e dois estágios sejam diferentes da dos ciclos anteriores. Para o caso deste ciclo, na compressão em apenas um estágio o compressor demandaria uma potência de 42,39MW, enquanto a compressão em dois estágios faz com que a demanda energética seja de 36,45MW

Tabela 32 – dados do sistema de compressão no ciclo de extração

Entradas	Temperatura (°C)	25
	Pressão (kPa)	100
	Entalpia (kJ/kmol)	-8,076
	Entropia (kJ/kmolK)	151,8
Saídas	Temperatura (°C)	191,2
	Pressão (kPa)	1890
	Entalpia (kJ/kmol)	4884
	Entropia (kJ/kmolK)	140,4
-	Potência requerida – primeiro estágio (MW)	22,88
-	Potência requerida – segundo estágio (MW)	13,57
-	Potência térmica rejeitada no intecooler (MW)	20,61

Fonte: elaboração própria

Turbina a gás (TAG)

A turbina a gás deste ciclo será a mesma que do ciclo em paralelo. Sendo assim, não há necessidade de descrever este equipamento mais uma vez. Os principais parâmetros da TAG são apresentados na Tabela 24.

Condensador e bomba

Assim como nos dois ciclos anteriores estes equipamentos foram simulados através dos equipamentos padrão do Hysys com uma eficiência adiabática de 75%. É válido ressaltar que o processo de condensação se deu a pressão constante.

Tabela resumo ciclo extração

A seguir é apresentada a tabela-resumo do ciclo de extração, indicando ponto a ponto as principais propriedades intensivas e extensivas. Nela, assim como nas tabelas-resumo dos outros ciclos, as células em azul representam dados de entrada.

Tabela 33 - Tabela resumo do ciclo de extração

Ponto principais	temperatur a (°C)	pressão (kPa)	entalpia (kJ/kmol)	entropia (kJ/kmolK)	vazão (kmol/h)	vazão (kg/h)
1(agua para campo solar)	84.42	16500	-281300	67.57	5225	94130
2 (vap p/ Tv alta)	584.9	16500	-242500	166.4	5225	94130
3 (exausto Tv)	85.95	60	-239800	184.2	4923	88690
4 (para bomba)	82.45	60	-281700	67.44	5225	94130
5 (feed water)	25	100	-286200	53.7	302.1	5443
6 (vap p/ gaseificador)	185.6	1133	-236900	167.4	302.1	5443
7 (ar)	25	100	-8.076	151.8	11735.06	338600
8 (ar-comp)	191.2	1890	4884	140.4	11735.06	338600
9 (exausto C.C.)	1395	1880	-5949	193.4	12930	372300
10 (exausto TAG)	601	68.82	-35120	197.3	12930	372300
a (vap para separador)	185.6	1133	-236900	167.4	5225	94130
b (vap para Tv baixa)	185.6	1133	-236900	167.4	4922.90	88687
c (para misturador)	85.95	60	-281500	68.21	4922.90	88687
(gás de síntese)	1000	1880	-73450	188	1827.89	33700
f (ar-média1)	260	649.2	7012	153.6	11735.06	338600
g (ar-média2)	50	599.2	689.9	139.2	11735.06	338600
h (para C.C.)	326.2	1880	-5673	152.9	13560	372300

Fonte: elaboração própria

Assim como nos outros ciclos propostos, as células em azul indicam os dados de entrada e estes devem ser justificados. A pressão do vapor na entrada da turbina a vapor (P2) é dada pelo manual do fabricante, assim como a pressão na saída (P3). A temperatura e pressão da água que recompõe a vazão que foi extraída na TV para alimentar o gaseificador foram consideradas nas condições ambiente; logo, T5 e P5 são 25°C e

100kPa respectivamente. A pressão do ar comprimido (P8) tem como fonte o manual da turbina a gás, assim como a temperatura do exausto da mesma (T9). Mais uma vez todas as informações sobre o gás de síntese foram retiradas de NREL (2012), incluindo todas as propriedades do ponto 6 que é o vapor que alimenta o gaseificador. Mais uma vez a vazão de ar foi calculada de modo a se manter 93% de ar e 7% de combustível na queima afim de se realizar a combustão completa.

4.3.2 Resultados.

Nesta seção serão abordados os resultados técnicos da planta de extração. Estes serão apresentados nas tabelas desta seção.

Tabela 34 – Potência por equipamento do ciclo de extração

Equipamento	Potência (MW)
Potência compressor 1	22,88
Potência compressor 2	13,57
Potência resfriamento	20,61
Potência pela TAG	104,80
Potência pela TV	21,92
Potência bruta total	126,72
Potência líquida	90,27
Soma dos compressores	22,88

Fonte: elaboração própria

Tabela 35 - Energia gerada/consumida em um ano por equipamento no ciclo de extração

Equipamento	Energia gerada/consumida durante um ano (GWh)
Ecomp1	200,43
Ecomp2	118,87
Erefriamento	180,54
Egerada pela TAG	918,05
Egerada pela Tv	60,70
Egerada total	978,75
Energia líquida	659,44

Fonte: elaboração própria

4.3.3 Análise preliminar de custo

Nesta subseção será feita a análise preliminar de custo da planta de extração. Assim como nos outros ciclos antes de se calcular o custo nivelado da energia serão apresentados os custos de capital desta planta, resumidos na Tabela 36.

Tabela 36 - custos do ciclo de extração.

Equipamento	Custo	Fonte
Gaseificador (USD)	59700000	NREL, 2012
Bloco de potência (Rankine + Brayton + trocador) (USD/kW)	663,7	IECM, 2012
Bloco de potência (Rankine + Brayton + trocador) (USD)	84104064	Calculado com dados do IECM e Hysys
Campo solar (USD)	407700000	SAM, 2015
Armazenamento gás (USD)	7258426	NETL, 2008
Campo solar (USD/m ²)	270	SAM, 2015
Campo solar (m ²)	1510000	SAM, 2015
Armazenamento gás (USD/m ³)	58	NETL, 2008
Capacidade do reservatório de armazenamento de gás de síntese (m ³)	111737	Hysys, 2006
Custo do combustível (USD/m ³)	9	Soria <i>et al.</i> , 2015
Custo do combustível (USD/MMBTU)	0,51	Soria <i>et al.</i> , 2015

Fonte: elaboração própria

Como resultado, o LCOE desta planta atingiu 0,13 USD/kWh. Este valor é o mais baixo entre as três plantas, porém ainda se encontra acima dos 0,11USD/kWh de Soria et al (2015) e dos 0,0792 (EIA, 2015) das plantas IGCC convencionais.

Uma vez que, ao longo das três análises preliminares de custo, o LCOE foi sempre comparado com o IGCC convencional e com os resultados de Soria et al ., (2015), é necessário apresentar algumas diferenças fundamentais entre esta dissertação e o trabalho de Soria et al . (2015). Uma das premissas fundamentais de Soria (2015) era de que a

fração solar teria que ser maior que a fração da biomassa, ou seja, mais de 50% da energia elétrica gerada durante o ano teria como energia primária o sol. Esta premissa não foi adotada nesta dissertação, fazendo com que, na hibridização, a fração solar estivesse sempre abaixo de 50%.

Ademais, Soria et al (2015) se basearam em processos consolidados, como o ciclo Rankine convencional e a combustão direta de biomassa. Logo, seus dados de custo tanto puderam ser internados para condições brasileiras, quanto se basearam valores reais ou sujeitos a menor grau de incerteza. Por sua vez, as plantas avaliadas nesta dissertação dependem tanto do desenvolvimento tecnológico da conversão avançada de biomassa (processo de gaseificação) quanto da sua integração com a planta CSP, não havendo nenhum projeto deste tipo instalado ou em implementação no mundo. Sendo assim, os custos analisados nesta dissertação poderiam até duplicar, por se tratar de uma planta pioneira com maior risco tecnológico (Hoffmann, 2010; Rochedo, 2011). Por fim, é válido ressaltar que o ciclo de extração apresenta como vantagem a integração térmica de processos; sendo assim, é válido ainda um estudo que analise melhor esta integração de forma a otimizá-la

4.4 Comparação entre os três ciclos

Esta seção se dedica a apresentar a Tabela 37. Esta tabela é uma tabela-resumo onde serão apresentados os principais resultados técnicos e econômicos das três plantas desta dissertação, como capacidade, custo de capital, energia gerada e custo nivelado.

Tabela 37 - Comparação entre os três ciclos

	Série	Paralelo	Extração
Potência Bruta (MW)	31,28	163,17	126,72
Potência Bruta TV (MW)	12,47	20,67	21,92
Potência Bruta TAG (MW)	18,81	142,50	104,8
Potência líquida (MW)	23,99	107,93	90,27
Energia líquida durante um ano (GWh)	210,11	831,33	659,44
Fração Solar ²² (%)	12,67	4,01	17,30
Custo de capital (USD/kW)	10227,59	3960,96	4403,29
Fator de capacidade (%)	100 ²³	61,38	88,17
Capacidade de armazenamento de gás de síntese (mil m ³)	125,1	1776,1	111,7
LCOE (USD/kWh)	0,266	0,168	0,130

Fonte: elaboração própria

Analisando a tabela acima, depreende-se que cada uma das plantas possui uma proposta diferente do ponto de vista de operação e fator de capacidade. A planta em série tem o maior fator de capacidade, porém a menor potência, podendo assim ser uma boa planta para suprir a demanda da base. A planta em paralelo apresenta a maior potência, porém um menor fator de capacidade. Este FC não foi tão aquém do esperado uma vez que ela ainda é a planta com a maior geração anual. Por fim a planta de extração apesar de apresentar um conceito de hibridização diferente (neste caso a hibridização foi feita no sentido Rankine-Brayton e não Brayton-Rankine) se encontra entre as duas do ponto de vista de fator de capacidade e energia gerada. Em relação à potência, observou-se que o ciclo em paralelo possui a maior potência instalada, seguido pelo ciclo de extração e em

²² Entende-se por fração solar a parcela da energia elétrica (final) gerada que tem como energia primária o recurso solar. Ou seja, aqui não é contabilizada a energia elétrica (final) gerada pelo armazenamento do gás de síntese que só foi possível devido a presença da parcela solar da planta, uma vez que a energia primária desta eletricidade é o gás de síntese.

²³ Nesta dissertação não foram consideradas pausas para manutenção.

série, o que fez com que este também possuísse a maior energia gerada em um ano, apesar de apresentar o menor fator de capacidade entre os três ciclos. Ainda analisando os resultados sob a ótica da potência e energia gerada pode-se observar que o ciclo em paralelo também é o ciclo que possui maior diferença de potência entre a energia gerada pela TV e TAG. Esta maior diferença, porém, está na faixa esperada para um ciclo combinado.

A seguir serão apresentados os histogramas com parcela do LCOE dividido em CAPEX, combustível e O&M e em seguida um gráfico de pizza com a parcela do CAPEX dividido em gaseificador, bloco de potência, campo solar e armazenamento de gás. Antes de apresentar estes gráficos porém é necessária uma discussão sobre o motivo dos LCOE.

A planta de extração é a planta com maior fração solar e a planta que apresentou menor LCOE entre as três plantas deste trabalho, enquanto a planta em série possui menor campo solar e maior LCOE. Sob o ponto de vista apenas de custo, este comportamento é o oposto do esperado uma vez que quanto maior a parcela CSP na planta maior deveria ser, em princípio, o LCOE, uma vez que o campo solar é responsável pela maior parcela do CAPEX e o CAPEX responsável pela maior parcela do LCOE. Ainda analisando sob a ótica de custo, este LCOE pode ser justificado devido ao menor armazenamento de gás da planta de extração em relação à planta em paralelo, além de possuir um maior fator de capacidade quando comparada à planta em paralelo, o que reduz o LCOE.

Além dos fatores supracitados deve-se fazer uma observação, quando se comparam os sistemas apresentados. O processo de gaseificação é um processo complexo e custoso, que consome parte da energia contida no combustível sólido. Assim, o uso da gasificação se justifica somente, quando, num processo subsequente, o uso de um gás traz vantagens quando comparado com o uso de um combustível sólido. No caso da geração de energia elétrica, essa vantagem é dada quando se aplica a geração em ciclo combinado, que apresenta uma eficiência maior que a geração convencional num ciclo a vapor. Para a geração de calor, todavia, a aplicação de um gás não traz vantagens significativas em comparação a combustíveis sólidos. Portanto, do ponto de vista da eficiência energética, o uso de combustíveis sólidos para fins de aquecimento deve acontecer diretamente e por via de gasificação. Todavia, na planta em série uma parcela gás de síntese se dedica à

geração de vapor, substituindo o calor do campo solar em horas em que não há radiação solar.

O alto LCOE da planta em série pode ser justificado justamente sob esta ótica uma vez que a maior parcela da vazão de gás de síntese (81% como mostra a Tabela 16) se destina ao armazenamento para posteriormente ser queimado para a geração de calor para o ciclo Rankine. A planta em paralelo, por seu turno, utiliza todo o gás de síntese para geração de energia elétrica, sendo que o gás armazenado é posteriormente destinado à turbina a gás e não para a geração de calor para o ciclo Rankine. O mesmo ocorre no ciclo de extração, o que faz com que o LCOE tanto da planta de extração quanto da planta em paralelo seja inferior ao da planta em série.

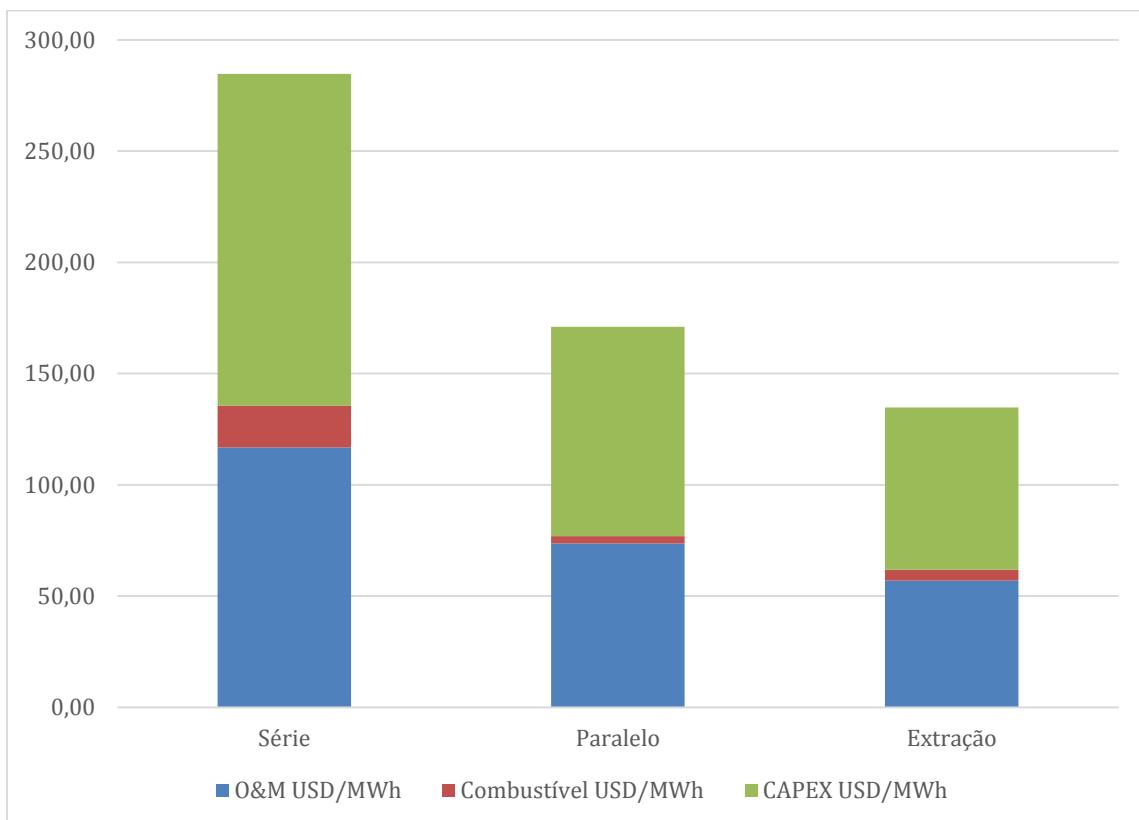


Figura 35 - Histograma dos LCOE de cada uma das três plantas

Fonte: elaboração própria

Analizando o gráfico da Figura 35 nota-se que o custo de capital (soma dos custos de campo solar, bloco de potência, armazenamento de gás de síntese e gaseificador) é o maior responsável pelo LCOE das três plantas, sendo responsável por 52,41%, 55,03% e 54,07% nas plantas em série, paralelo e extração respectivamente. Sendo assim o custo de capital é crucial para as plantas propostas e deve ser também o principal foco de redução de custo e aprendizado tecnológico. Esta importância do custo de capital para os três projetos faz também com que seja necessário reduzir contingências durante o projeto, assim como reduzir o tempo de construção da planta, por exemplo detalhando o projeto executivo de forma minuciosa. Por fim o alto CAPEX indica a necessidade uma boa engenharia financeira, capaz de acessar capital de menor risco.

O custo de operação e manutenção ficou em segundo lugar em todas as plantas analisadas representando 41,00%, 43,06% e 42,31% para as plantas em série, paralelo e extração respectivamente. Por fim temos o custo de combustível sendo este o menor relevante responsável por 6,5% 1,9% e 3,6% nas plantas em série, paralelo e extração respectivamente.

Como dito, o CAPEX tem o maior peso em cada uma das três plantas analisadas. Nos gráficos a seguir o CAPEX das plantas é dividido nos componentes principais do processo: gaseificador, bloco de potência, campo solar e armazenamento de gás de síntese.

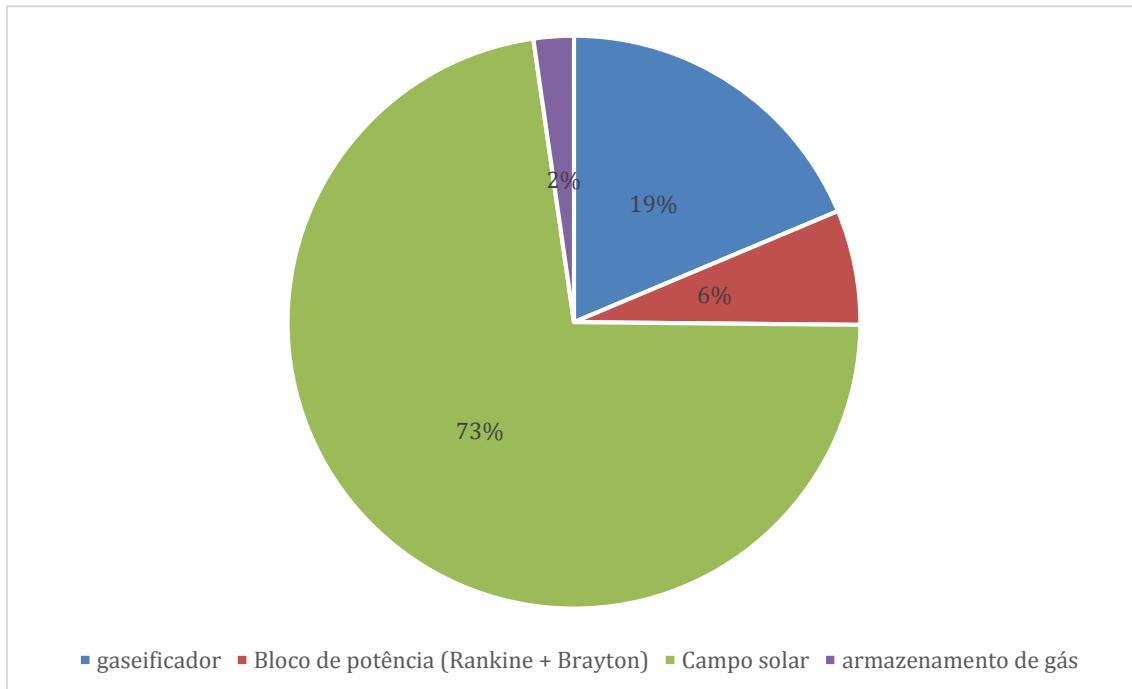


Figura 36 - Distribuição do CAPEX da planta em série

Fonte: elaboração própria

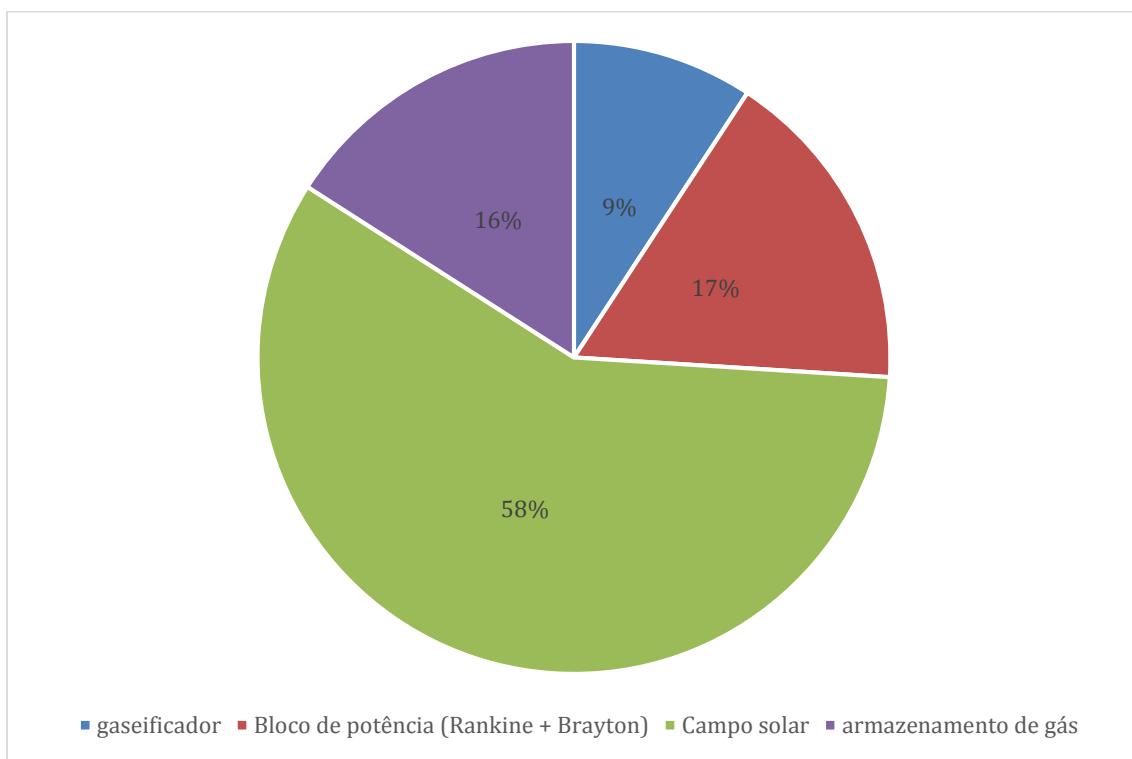


Figura 37 - Distribuição do CAPEX da planta em paralelo

Fonte: elaboração própria

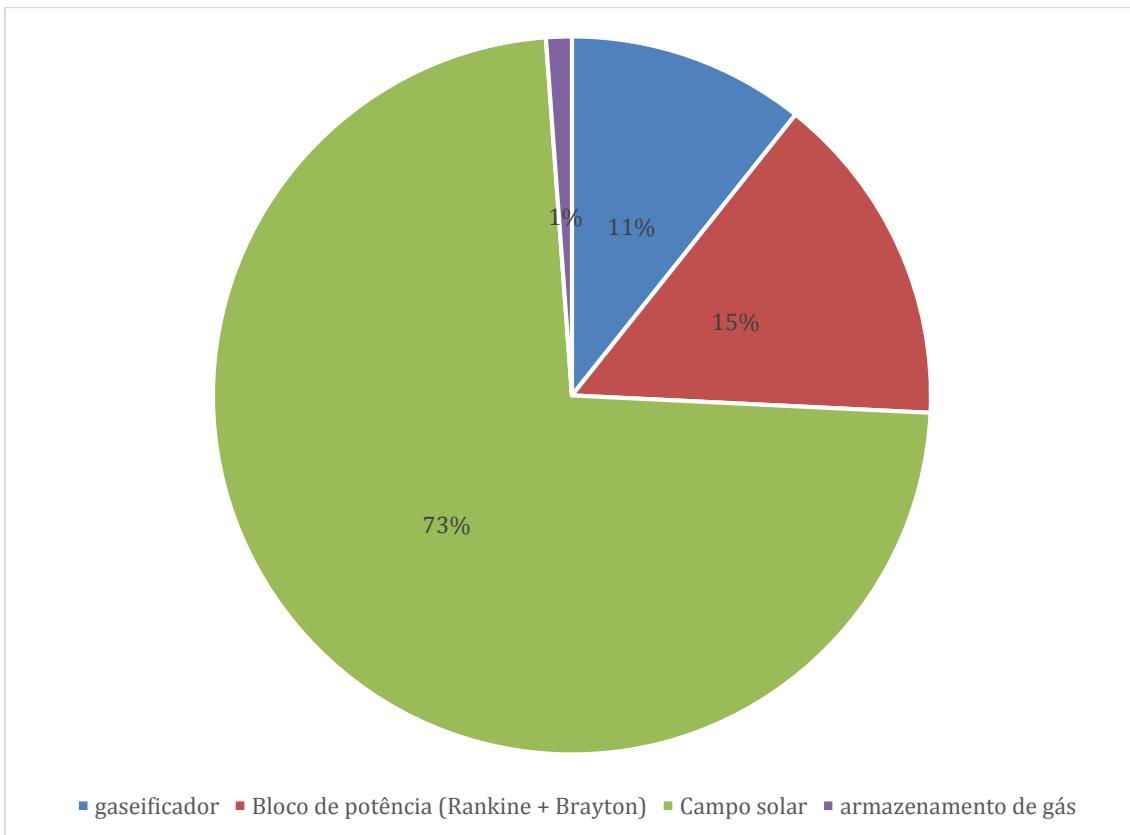


Figura 38 - Distribuição do CAPEX da planta de extração.

Fonte: elaboração própria

Analizando os gráficos das figuras acima pode-se perceber que o campo solar é o maior responsável pelo custo de investimento nas três plantas, sendo responsável por 73% nas plantas em série e extração e 58% nas plantas em paralelo. A planta em série tem como segundo componente de CAPEX mais relevante o gaseificador, com 19%. Como terceiro mais relevante o bloco de potência com 6% e por último o armazenamento de gás de síntese com 2%. Analisando a planta em paralelo vemos é a planta mais equilibrada, onde o bloco de potência é responsável por 17%, o armazenamento por 16% e o gaseificador por 9%. Por fim temos a planta de extração onde o bloco de potência é responsável por 15%, o gaseificador por 11% e o armazenamento por 1% do CAPEX.

5 Conclusões, limitações e recomendações de trabalhos futuros

Na literatura, tem se tornado usual a proposição de sistemas híbridos CSP-biomassa, com uso de ciclo Rankine convencional. Esta dissertação se dedicou a avaliar a possibilidade de sistemas híbridos avançados envolvendo a gaseificação da biomassa sólida e o uso do ciclo combinado. Para tanto foram propostas e simuladas em regime permanente três plantas associadas a três arranjos de hibridização.

Assim, este trabalho procurou avaliar a viabilidade técnica e econômica (de forma preliminar), através de uma análise de plantas híbridas CSP e biomassa através da gaseificação ou, como foram chamadas neste trabalho as ISGCC (*Integrated Solar Gasification Combined Cycle*). Antes de analisar os resultados, assim como as limitações e as recomendações de trabalhos futuros, é necessário destacar o grau de inovação deste trabalho. Plantas híbridas de biomassa e CSP através de gaseificação é um conceito inovador, que envolve a possibilidade de ciclo combinado, hibridização sol-biomassa além do armazenamento de gás de síntese. Sendo assim, este estudo dedicou-se não somente à simulação de tais plantas, mas também à elaboração do próprio conceito. Este grau de inovação traz consigo algumas limitações, principalmente sobre a análise de custos, que envolvem processos não maduros, e sua internalização ao Brasil – isto é, como os custos dos equipamentos cotados no padrão dos Estados Unidos seriam internalizados no Brasil. De fato, é válido lembrar aqui que os custos considerados foram retirados de literatura internacional para plantas maduras, e, certamente, seriam maiores para o caso brasileiro, por este não possuir nenhum componente da planta CSP produzido localmente.

Assim como os custos foram retirados de literatura internacional, o gaseificador também o foi. O documento de NREL (2012), que serviu de base a esta dissertação, é um documento completo que traz dados reais de gaseificadores existentes. Como esta dissertação se dedicou aos ciclos termodinâmicos, mantiveram-se sempre os seus dados de operação em regime permanente oriundos do estudo supracitado. Porém, seria importante que se modelasse o gaseificador, de fato, em estudos futuros, a fim de se ter uma análise mais refinada, que permitisse, inclusive, otimizar a integração energética

entre o gaseificador e os ciclos de potência²⁴. Isto é especialmente verdadeiro no caso da planta integrada via extração de vapor.

Ademais, além do gaseificador, outros componentes teriam que estar de acordo com componentes reais ao invés de se utilizar componentes padrão dos programas SAM e Hysys, como é o caso da bomba, do trocador de calor e do condensador utilizados nesta dissertação.

Além de uma análise mais detalhada de equipamentos dos sistemas propostos nesta dissertação, é necessário estudar também a real viabilidade e o custo do manejo e pré-tratamento da biomassa, levando em consideração toda a sua cadeia de valor. Outro fator que vale uma melhor investigação é o armazenamento de gás de síntese, tanto do ponto de vista técnico como econômico. Seria interessante também um estudo em que a parcela da energia elétrica gerada pela biomassa fosse menor que 50%, além de avaliar a possibilidade de captura de carbono nas três plantas uma vez que a tecnologia de gaseificação facilita este processo.

Além dos estudos já propostos acima seria interessantes estudar a integração de dois dos ciclos propostos entre si. Por exemplo, para suprir as horas sem sol no ciclo em série, poderia se utilizar o gás de síntese armazenado no ciclo em paralelo, ao invés de aumentar a vazão para a câmara de combustão da turbina a vapor nas horas sem o recurso solar, obtendo assim um ciclo série-paralelo.

Por fim, como síntese das conclusões deste estudo, os resultados indicaram que os três sistemas propostos fazem sentido do ponto de vista técnico, mas, para um mesmo tamanho de gaseificador, levam a diferentes possibilidades em termos de potência, custo de capital, fração solar, fator de capacidade e necessidade de armazenamento de gás de síntese, como mostra a Tabela 37.

Em relação ao LCOE a planta em série foi a planta que atingiu o maior LCOE (0,266 USD/kWh), em seguida temos a planta de extração e a planta em paralelo. O maior LCOE

²⁴ Note-se aqui que o gaseificador demanda vapor como agente de gaseificação, mas também no processo de limpeza do gás de síntese pode gerar vapor de baixa entalpia, diante da necessidade de resfriar este gás, antes da sua lavagem.

da planta em série pode ser explicado pelo processo de gaseificação e o objetivo deste. Como dito na seção 4.4, o processo de gaseificação é um processo energo-intensivo, e custoso. Sendo assim, o gás de síntese, para compensar este processo, é, normalmente, utilizado para geração de energia elétrica em ciclos de alta eficiência. No caso da planta em série 81% da vazão do gás de síntese é utilizado para gerar o vapor do ciclo Rankine, o que explica o alto LCOE desta planta. A planta em paralelo utiliza todo o gás de síntese para geração de energia elétrica, porém a energia elétrica proveniente da energia solar é pequena (4%). Isto que, a princípio, pode fazer com que a planta não necessite da parcela solar. Nesta planta, porém a parcela solar permite com que o gás de síntese seja armazenado para gerar mais energia elétrica do que geraria sem a parcela solar. Sendo assim apesar de esta planta ter apenas 4% da sua energia elétrica diretamente gerada pelo sol, este permite que o gás de síntese gere mais energia elétrica do que a planta geraria caso não tivesse a parcela solar.

Ainda sobre os resultados de CAPEX e LCOE, vale destacar que a planta de menor LCOE, a planta de extração de vapor, necessita de maior investigação em futuros trabalhos. Interessantemente, neste caso, abre-se mão do ciclo combinado em prol da integração entre o ciclo solar e o gaseificador. Num futuro estudo, a integração da planta em paralelo e a planta de extração poderia ser simulada, averiguando a possibilidade de otimização das duas plantas: realizar a extração de vapor do ciclo Rankine para sustentar a gasificação e utilizar o gás de síntese num ciclo combinado. Para tanto, seria também indispensável detalhar o estudo do desempenho do gaseificador, uma vez que a alimentação do gaseificador com vapor alteraria sua performance.

Finalmente, quando se analisa a fração solar de cada um dos ciclos os números podem parecer pequenos, mas nas simulações desta dissertação constatou-se que este indicador, mesmo sem otimização, promove períodos em que é possível armazenar o gás de síntese. Cada uma das plantas lidou com o armazenamento de uma forma, atendo-se a sua proposta do ponto de vista de operação. Isto, porém, faz com que todas as plantas tenham a maior parcela da energia elétrica gerada a partir da biomassa. Sendo assim, fica claro que cada uma das plantas propostas é mais vantajosa dependendo do critério adotado.

6 Referências bibliográficas

- ALAUDDIN, Z. A. B. Z. *et al.* Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 9, p. 2852–2862, dez. 2010.
- BARLEV, D.; VIDU, R.; STROEVE, P. Innovation in concentrated solar power. **Solar Energy Materials and Solar Cells**, v. 95, n. 10, p. 2703–2725, out. 2011.
- BASU, P. **Combustion and Gaification in Fluidized Beds**. [s.l.] Taylor and Francis Group, 2006.
- COELHO, B. *et al.* Biomass and central receiver system (CRS) hybridization: Integration of syngas/biogas on the atmospheric air volumetric CRS heat recovery steam generator duct burner. **Renewable Energy**, v. 75, p. 665–674, mar. 2015.
- COLLOT, A.-G. Matching gasification technologies to coal properties. **International Journal of Coal Geology**, Hydrogen from Coal. v. 65, n. 3–4, p. 191–212, 17 jan. 2006.
- CORMOS, C.-C. Integrated assessment of IGCC power generation technology with carbon capture and storage (CCS). **Energy**, 8th World Energy System Conference, WESC 2010. v. 42, n. 1, p. 434–445, jun. 2012.
- CORONA, B.; SAN MIGUEL, G. Environmental analysis of a Concentrated Solar Power (CSP) plant hybridised with different fossil and renewable fuels. **Fuel**, v. 145, p. 63–69, 1 abr. 2015.
- COUTO, N. *et al.* Influence of the Biomass Gasification Processes on the Final Composition of Syngas. **Energy Procedia**, TerraGreen 13 International Conference 2013 - Advancements in Renewable Energy and Clean Environment. v. 36, p. 596–606, 2013.
- CSP TODAY. **Global Tracker CSP Today**CSP TODAY, , 2014. Disponível em: <<http://beta.csptoday.com/tracker/projects>>. Acesso em: 11 mar. 2014
- DINCER, I.; ROSEN, M. **Exergy - Energy, Environment and Sustainable Development**. [s.l: s.n.].
- DUNHAM, M. T.; IVERSON, B. D. High-efficiency thermodynamic power cycles for concentrated solar power systems. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 30, p. 758–770, fev. 2014.
- EPE. **Balanço Energético Nacional 2015 - Relatório síntese**, 2015. Disponível em: <https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2015.pdf>
- EPIA. **Global Markets Outlook for Photovoltaics**, 2013.
- GIL, A. *et al.* State of the art on high temperature thermal energy storage for power generation. Part 1—Concepts, materials and modellization. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 1, p. 31–55, jan. 2010.
- GNANAPRAGASAM, N.; REDDY, B.; ROSEN, M. Reducing CO₂ emissions for an IGCC power generation system: Effect of variations in gasifier and system operating conditions. **Energy Conversion and Management**, v. 50, n. 8, p. 1915–1923, ago. 2009.
- GOLDEMBERG, J.; TEIXEIRA COELHO, S. Renewable energy—traditional biomass vs. modern biomass. **Energy Policy**, v. 32, n. 6, p. 711–714, abr. 2004.
- HENNECK, K. *et al.* **THE FIRST TEST AND DEMONSTRATION PLANT FOR OPEN VOLUMETRIC RECEIVER TECHNOLOGY IN GERMANY**, 2008.
- HEYNE, S.; LILIEDAHL, T.; MARKLUND, M. **BIOMASS GASIFICATION - A SYNTHESIS OF TECHNICAL BARRIERS AND CURRENT RESEARCH ISSUES FOR DEPLOYMENT AT LARGE SCALE**, maio 2013.
- HIGMAN, C.; BURGT, M. VAN DER. **Gasification**. [s.l.] Elsevier, 2003.

- HOFFMANN, B. S.; SZKLO, A.; SCHAEFFER, R. An evaluation of the techno-economic potential of co-firing coal with woody biomass in thermal power plants in the south of Brazil. **Biomass and Bioenergy**, v. 45, p. 295–302, out. 2012.
- HOSSEIN SAHRAEI, M. *et al.* A survey on current advanced IGCC power plant technologies, sensors and control systems. **Fuel**, v. 137, p. 245–259, 1 dez. 2014.
- IEA. FOSSIL FUEL-FIRED POWER GENERATION - Case Studies of Recently Constructed Coal- and Gas-Fired Power Plants**, 2007.
- _____. **Biofuels for Transport - Technology Roadmap**, 2011. Disponível em: <<http://www.oecd-ilibrary.org/docserver/download/6111211e.pdf?expires=1441304374&id=id&accname=guest&checksum=91B89DE561AE5DF889590C86A292F572>>. Acesso em: 3 set. 2015
- _____. **Bioenergy for heating and power - Technology Roadmaps**, 2012. Disponível em: <<http://www.oecd-ilibrary.org/docserver/download/6112271e.pdf?expires=1441301921&id=id&accname=guest&checksum=F47CAD255E573B7E1FDC09F9521AC11D>>. Acesso em: 3 set. 2015
- _____. **Technology Roadmap Energy Storage**, 2014. Disponível em: <<https://www.iea.org/roadmaps/>>
- _____. **CO2 emission from fuel combustion**, 2015a.
- _____. **Energy Technology Perspective 2015**, 2015b.
- JOEL N., S.; GILBERTO DE MARTION, J.; ROBERT Y., R. **Integrated Resource Planning**. [s.l.] United Nations Environment Programme, 1997.
- KIRKELS, A. F.; VERBONG, G. P. J. Biomass gasification: Still promising? A 30-year global overview. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 15, n. 1, p. 471–481, jan. 2011.
- KIRUBAKARAN, V. *et al.* A review on gasification of biomass. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 13, n. 1, p. 179–186, jan. 2009.
- KUMAR, A. *et al.* A review on biomass energy resources, potential, conversion and policy in India. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 45, p. 530–539, maio 2015.
- MILLER, A.; LUMBY, B. Utility Scale Solar Power Plant: A Guide For Developers and Investors. 2012.
- NETL. **An Engineering-Economic Analysis of Syngas Storage**, 31 jul. 2008. Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov/File%20Library/Research/Energy%20Analysis/Publications/Final-Report--Engineering-Economic-Analysis-of-Syngas-Storag.pdf>>
- NREL. **Biomass Gasification Technology Assessment -Consolidated Report**, 2012.
- OECD. Competitiveness and Private Sector Development: Ukraine 2011 Sector Competitiveness Strategy. 6 nov. 2012.
- PETERSEIM, J. H. *et al.* Concentrated solar power hybrid plants, which technologies are best suited for hybridisation? **Renewable Energy**, v. 57, p. 520–532, set. 2013.
- PETERSEIM, J. H. *et al.* Solar Tower-biomass Hybrid Plants – Maximizing Plant Performance. **Energy Procedia**, Proceedings of the SolarPACES 2013 International Conference. v. 49, p. 1197–1206, 2014.
- PETERSEIM, J. H. *et al.* Hybridisation optimization of concentrating solar thermal and biomass power generation facilities. **Solar Energy**, v. 99, p. 203–214, jan. 2014.

- PY, X.; AZOUMAH, Y.; OLIVES, R. Concentrated solar power: Current technologies, major innovative issues and applicability to West African countries. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 18, p. 306–315, fev. 2013.
- RUIZ, J. A. *et al.* Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 18, p. 174–183, fev. 2013.
- SCHNEIDER, G.; MAIER, H. Status of the Development of a New High Temperature Thermal Energy Storage System (HTTESS) for CSP-power Plants. **Energy Procedia**, Proceedings of the SolarPACES 2013 International Conference. v. 49, p. 965–972, 2014.
- SIEMENS. **Steam Turbines for CSP plants**, 2010.
- SKUMANICH, A. CSP: Developments in heat transfer and storage materials. **Renewable Energy Focus**, v. 11, n. 5, p. 40–43, set. 2010.
- SORIA, R. *et al.* Hybrid concentrated solar power (CSP)–biomass plants in a semiarid region: A strategy for CSP deployment in Brazil. **Energy Policy**, v. 86, p. 57–72, nov. 2015.
- SULYOK, C.; TORRES, E. A.; JONG, P. DE. Economic analysis of concentrated solar thermal power (CSP) plant with thermal energy storage to achieve high dispatchability. 4 ago. 2013.
- TANAKA, Y. *et al.* Performance of a Hybrid Power Generation System Using Biomass Gasification and Concentrated Solar Thermal Processes. **Energy Procedia**, International Conference on Applied Energy, ICAE2014. v. 61, p. 2149–2153, 2014.
- _____. Thermodynamic performance of a hybrid power generation system using biomass gasification and concentrated solar thermal processes. **Applied Energy**, [s.d.].
- TREMEL, A. *et al.* Performance of entrained flow and fluidised bed biomass gasifiers on different scales. **Energy Conversion and Management**, v. 69, p. 95–106, maio 2013.
- TRIEB, F. *et al.* Global Potencial of Concentrated Solar Power. set. 2009.
- TURCHI, C. **Parabolic Trough Reference Plant for Cost Modeling with the Solar Advisor Model (SAM)**NREL, , 2010. Disponível em: <<http://www.nrel.gov/docs/fy10osti/47605.pdf>>
- WOOLCOCK, P. J.; BROWN, R. C. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. **Biomass and Bioenergy**, v. 52, p. 54–84, maio 2013.

Anexo 1 – dados do gaseificador

Tabela a-1– principais entradas e saídas do gaseificador.

OPERATING CONDITIONS - TECHNOLOGY #2					Harris Group Inc. Engineering for Optimum Performance™
HARRIS GROUP PROJECT NO.: 30074.00 PROJECT NAME: GASIFIER TECHNOLOGY ASSESSMENT CLIENT: NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL) LOCATION: GOLDEN, COLORADO				DATE: 02/28/2011	
8	DESCRIPTION	UNITS	VALUE (at 1,000 ODMTPD)	REMARKS	
9	BIOMASS TO GASIFIER		UNITS	VALUE	REMARKS
10	Biomass - Consumption Rate - Wet	metric tons wet biomass / day	1,111		
11		metric tons wet biomass / hr	46.3		
12		short tons wet biomass / day	1,224.8		
13		short tons wet biomass / hr	51.0		
14		lbs wet biomass / hr	102,066		
15					
16	Biomass - LHV - Wet	BTU / lb wet biomass	7,254		
17	Biomass - HHV - Wet	BTU / lb wet biomass	7,804		
18					
19	Biomass - Consumption Rate - Dry	metric tons dry biomass / day	1,000		
20		metric tons dry biomass / hr	41.7		
21		short tons dry biomass / day	1,102		
22		short tons dry biomass / hr	45.9		
23		lbs dry biomass / day	2,204,623		
24		lbs dry biomass / hr	91,859		
25					
26	Biomass - LHV - Dry	BTU / lb dry biomass	8,060		
27	Biomass - HHV - Dry	BTU / lb dry biomass	8,671		
28					
29	Biomass - Moisture Content	wt% water / wet biomass	10.0		
30	Biomass - Temperature	°F			
31	Biomass - Feed Pressure	psig			
32	Biomass - Bulk Density	lb/ft³			
33	Biomass - Size Distribution		2.0" minus		
34					
35	Biomass - Type		Hybrid Poplar		
36	Biomass - Ultimate Analysis				
37	Carbon	% wt. (dry basis)	50.88		
38	Hydrogen	% wt. (dry basis)	6.04		
39	Nitrogen	% wt. (dry basis)	0.17		
40	Sulfur	% wt. (dry basis)	0.09		
41	Oxygen	% wt. (dry basis)	41.90		
42	Chlorine	% wt. (dry basis)		unknown	
43	Ash	% wt. (dry basis)	0.92		
44					
45	BED MATERIAL TO GASIFIER		UNITS	VALUE	REMARKS
46	Bed Material - Consumption Rate - As Is	lb / hr		unknown	
47		short tons / day			
48	Bed Material - Temperature	°F			
49	Bed Material - Feed Pressure	psig			
50					
51	Bulk Density (Uncompacted Dolomite)	kg/m³	1,300.0		
52		lb/ft³	81.2		
53					
54	Bed Media Storage Silo	hr	200.3	w/ bin vent, based on tech #1 quote	
55		day	8.3		

Fonte: NREL (2012)

Tabela a-1 (continuação)– principais entradas e saídas do gaseificador

OPERATING CONDITIONS - TECHNOLOGY #2				
HARRIS GROUP PROJECT NO.: 30074.00 PROJECT NAME: GASIFIER TECHNOLOGY ASSESSMENT CLIENT: NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL) LOCATION: GOLDEN, COLORADO				Harris Group Inc. Engineering for Optimum Performance. [®]
8	DESCRIPTION	UNITS	VALUE (at 1,000 ODMTPD)	REMARKS
56		ft ³		unknown
57		m ³		
58				
59	Height	ft	20.0	
60	Diameter	ft		unknown
61				
62				
63	Bed Media Weigh Hopper	ft ³		unknown
64		m ³		
65				
66	Bed Media Lock/Surge Hopper	ft ³		unknown
67		m ³		
68				
69	STEAM TO GASIFIER	UNITS	VALUE	REMARKS
70	Steam - Flow	lb/hr	12,000	288.0 lb steam / metric ton of dry biomass
71	Steam - Temperature	*F	366.0	
72	Steam - Temperature	*C	185.6	
73	Steam - Pressure	psig	150.0	
74				
75	STANDARD CONDITIONS			
76	Standard Conditions - Temperature	*F	60.0	
77	Standard Conditions - Pressure	pela	14,695	
78				
79	Normal Conditions - Temperature	*F	32.0	
80	Normal Conditions - Pressure	pela	14,695	
81				
82	OXYGEN REQUIREMENTS TO GASIFIER			
83	Oxygen Required by Gasifier	lbs O ₂ / hr	0	
84	Oxygen Gas - Oxygen Composition	wt% O ₂ / oxygen gas	92.00	
85	Oxygen Gas - Mass Required by Gasifier	lbs oxygen gas / hr	0	
86	Oxygen - Temperature	*F		
87	Oxygen - Temperature	*C		
88	Oxygen - Pressure	psig		
89				
90	Oxygen Gas - Average Molecular Weight	lbs oxygen gas / lb-mole	32.0	The average molecular weight will change if oxygen gas composition changes.
91	Oxygen Gas - Moles Required by Gasifier	lb-moles oxygen gas / hr	0.0	
92	Oxygen Gas - Volume Required by Gasifier	ft ³ oxygen gas / hr	0	At Normal Conditions
93	Oxygen Gas - Volume Required by Gasifier	ft ³ oxygen gas / min	0	At Normal Conditions
94	Oxygen Gas - Volume Required by Gasifier	ft ³ oxygen gas / hr	0	At Standard Conditions
95	Oxygen Gas - Volume Required by Gasifier	ft ³ oxygen gas / min	0	At Standard Conditions
96				
97	Oxygen Required by Gasifier	short tons O ₂ / day	0.0	@ 100% purity
98	Oxygen Gas - Required by Gasifier	short tons oxygen gas / day	0.0	
99				
100	RECYCLE GAS TO GASIFIER			

Fonte: NREL (2012)

Tabela a-1 (continuação)– principais entradas e saídas do gaseificador

OPERATING CONDITIONS - TECHNOLOGY #2				
HARRIS GROUP PROJECT NO.: 30074.00 PROJECT NAME: GASIFIER TECHNOLOGY ASSESSMENT CLIENT: NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL) LOCATION: GOLDEN, COLORADO				 Harris Group Inc. <small>Engineering for Optimum Performance.™</small>
8	DESCRIPTION	UNITS	VALUE (at 1,000 ODMTPD)	REMARKS
101				unknown
102				
103	NITROGEN USAGE			
104				unknown
105				
106	GASIFIER OUTPUT	UNITS	VALUE	REMARKS
107	Syngas - Clean Gas - Production Rate	scfh		unknown
108		scfm		
109		lbs syngas / hr		
110	Syngas - Pressure	psig		
111	Syngas - Temperature	°C	850	
112	Syngas - Temperature	°F	1,562	
113				
114	Syngas Calorific Value	MJ/Nm ³		unknown
115		Btu/scf		N = 0°C & 1 atm or 101.325 kPa, S = 60 °F & 1 atm
116				
117	Syngas - Composition			unknown
118	CO	% (by vol. dry)		
119	CO ₂	% (by vol. dry)		
120	H ₂	% (by vol. dry)		
121	H ₂ O	% (by vol. dry)		
122	N ₂	% (by vol. dry)		
123	CH ₄ (methane)	% (by vol. dry)		
124	C ₂ H ₄ (ethylene)	% (by vol. dry)		
125	C ₂ H ₆ (ethane)	% (by vol. dry)		
126	C ₆ H ₆ (benzene)	% (by vol. dry)		
127	CxHy (tars)	% (by vol. dry)		
128	H ₂ S+CO ₂	% (by vol. dry)		
129	NH ₃ +HCN	% (by vol. dry)		
130	HCl	% (by vol. dry)		
131	Total		0.00	
132				
133	H ₂ /CO ratio			unknown
134				
135	STEAM TO TAR REFORMER	UNITS	VALUE	REMARKS
136	Steam - Flow	lb/hr	0	
137	Steam - Temperature	°F		
138	Steam - Temperature	°C		
139	Steam - Pressure	psig		
140				
141	OXYGEN REQUIREMENTS TO TAR REFORMER			
142	Oxygen Required by Tar Reformer	lbs O ₂ / hr	0	
143	Oxygen Gas - Oxygen Composition	wt% O ₂ / oxygen gas	92.00	
144	Oxygen Gas - Mass Required by Gasifier	lbs oxygen gas / hr	0	
145	Oxygen - Temperature	°F		
146	Oxygen - Temperature	°C		

Fonte: NREL (2012)

Tabela a-1 (continuação)– principais entradas e saídas do gaseificador

OPERATING CONDITIONS - TECHNOLOGY #2				
HARRIS GROUP PROJECT NO.: 30074.00 PROJECT NAME: GASIFIER TECHNOLOGY ASSESSMENT CLIENT: NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL) LOCATION: GOLDEN, COLORADO				Harris Group Inc. <i>Engineering for Optimum Performance.</i> [®]
8	DESCRIPTION	UNITS	VALUE (at 1,000 ODMTPD)	REMARKS
147	Oxygen - Pressure	psig		
148				
149	Oxygen Gas - Average Molecular Weight	lbs oxygen gas / lb-mole	32.0	The average molecular weight will change if oxygen gas composition changes.
150	Oxygen Gas - Moles Required by Gasifier	lb-moles oxygen gas / hr	0.0	
151	Oxygen Gas - Volume Required by Gasifier	ft ³ oxygen gas / hr	0	At Normal Conditions
152	Oxygen Gas - Volume Required by Gasifier	ft ³ oxygen gas / min	0	At Normal Conditions
153	Oxygen Gas - Volume Required by Gasifier	ft ³ oxygen gas / hr	0	At Standard Conditions
154	Oxygen Gas - Volume Required by Gasifier	ft ³ oxygen gas / min	0	At Standard Conditions
155				
156	Oxygen Required by Gasifier	short tons O ₂ / day	0.0	@ 100% purity
157	Oxygen Gas - Required by Gasifier	short tons oxygen gas / day	0.0	
158				
159	TAR REFORMER OUTPUT	UNITS	VALUE	REMARKS
160	Syngas - Clean Gas - Production Rate	scfh	1,580,000	37920 scf syngas / metric ton of dry biomass
161		scfm	25,333	
162				
163	Syngas - Pressure	psig	1.0	
164	Syngas - Temperature	°C	1,000	
165	Syngas - Temperature	°F	1,832	
166				
167	Syngas Calorific Value	MJ/Nm ³	15.5	14-17 range from vendor
168		Btu/scf	393.6	N = 0°C & 1 atm or 101.325 kPa, S = 60 °F & 1 atm
169				
170	Syngas - Composition			
171	CO	% (by vol. dry)	25.30	
172	CO ₂	% (by vol. dry)	19.10	
173	H ₂	% (by vol. dry)	43.90	
174	H ₂ O	% (by vol. dry)	0.00	
175	N ₂	% (by vol. dry)	0.90	
176	CH ₄ (methane)	% (by vol. dry)	10.60	
177	C ₂ H ₄ (ethylene)	% (by vol. dry)	0.70	
178	C ₂ H ₆ (ethane)	% (by vol. dry)	0.00	
179	C ₆ H ₆ (benzene)	% (by vol. dry)	0.00	
180	CxHy (tars)	% (by vol. dry)	0.00	
181	H ₂ S+CO ₂	% (by vol. dry)	0.00	
182	NH ₃ +HCN	% (by vol. dry)	0.00	
183	HCl	% (by vol. dry)	0.00	
184	Total		100.50	
185				
186	H ₂ /CO ratio		1.74	
187				
188	CHAR COMBUSTOR	UNITS	VALUE	REMARKS
189	Bed Material Temperature from Combustion Reactor	°C	850	Same as tar reformation temp. from vendor
190		°F	1,562	
191				
192	Combustion Air Flow Rate	lb/hr	200,000	4800 lb air / metric ton of dry biomass

Fonte: NREL (2012)

Tabela a-1 (continuação)– principais entradas e saídas do gaseificador

OPERATING CONDITIONS - TECHNOLOGY #2					Harris Group Inc. <i>Engineering for Optimum Performance.®</i>
HARRIS GROUP PROJECT NO.: 30074.00 PROJECT NAME: GASIFIER TECHNOLOGY ASSESSMENT CLIENT: NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL) LOCATION: GOLDEN, COLORADO					DATE: 02/28/2011
8	DESCRIPTION	UNITS	VALUE (at 1,000 ODMTPD)	REMARKS	
193		scfh			
194		scfm	0		
195	Combustion Air Temperature	°F	1,000	from vendor	
196		°C	538		
197					
198	Flue Gas Flow Rate	scfh	2,800,000	67200 scf syngas / metric ton of dry biomass	
199		scfm	46,667		
200	Flue Gas Temperature	°C	1,000	from vendor	
201		°F	1,832		
202					
203	OTHER	UNITS	VALUE	REMARKS	
204	Parasitic Load	MW	4.0	96.0 kW / metric ton of dry biomass	
205		hp	5,384		
206					

Fonte: NREL (2012)