

## ESTUDO DE COGERAÇÃO EM CICLO COM CÉLULAS A COMBUSTÍVEL DE ÓXIDO SÓLIDO

Cristiano Alves Pinto Mosqueira Gomes

Projeto de Graduação apresentado ao Curso Mecânica de Engenharia da Escola Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, requisitos como parte dos necessários à obtenção do título de Engenheiro.

Orientador:Prof. Silvio Carlos de Almeida, D.Sc.

Rio de Janeiro Abril de 2013

## ESTUDO DE COGERAÇÃO EM CICLO COM CÉLULAS A COMBUSTÍVEL DE ÓXIDO SÓLIDO

Cristiano Alves Pinto Mosqueira Gomes

PROJETO DE GRADUAÇÃO SUBMETIDO AO CORPO DOCENTE DO CURSO DE ENGENHARIA MECÂNICA DA ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE ENGENHEIRO MECÂNICO.

Examinado por:

Silvio de flucide

Prof. Silvio Carlos Anibal de Almeida, D.Sc.

Prof. Antônio Carlos Marques Alvim, Ph.D.

Prof. Thiago Gamboa Ritto, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL ABRIL DE 2013 Gomes, Cristiano Alves Pinto Mosqueira

Estudo de Cogeração em ciclo com células a combustível de Óxido Sólido/ Cristiano Alves Pinto Mosqueira Gomes. – Rio de Janeiro: UFRJ/ Escola Politécnica, 2013.

X, 77 p.:il.; 29,7 cm

Orientador: Silvio Carlos Anibal de Almeida

Projeto de Graduação – UFRJ/ Escola Politécnica/ Curso

de Engenharia Mecânica, 2013.

Referências Bibliográficas: p. 73-77

 SOFC. 2. Cogeração. 3. Custo de Energia. 4. Chiller de Absorção. 5. Efeitos no rendimento. I. de Almeida, Silvio Carlos. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola Politécnica, Curso de Engenharia Mecânica. III. Título.

## AGRADECIMENTOS

Dedico este trabalho a todos que de alguma forma contribuíram para a minha jornada. Em especial, a minha família. Meu pai, pelo exemplo e inspiração profissional, minha mãe, pelo apoio, broncas e revisão dos textos, meus irmãos Bernardo e Fernanda por todos os palpites, críticas e discussões e em especial ao Gustavo, irmão, companheiro de estudo desde sempre. Aos meus amigos pela amizade verdadeira.

Não poderia deixar de agradecer também o suporte e a paciência do Professor Silvio Carlos – orientador e do Pesquisador José Geraldo do CEPEL/Eletrobrás - coorientador. Resumo do Projeto de Graduação apresentado à Escola Politécnica/ UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Mecânico.

Estudo de Cogeração em ciclo com células a combustível de Óxido Sólido

## Cristiano Alves Pinto Mosqueira Gomes

#### Abril/2013

Orientador: Silvio Carlos Anibal de Almeida

Curso: Engenharia Mecânica

No atual contexto de aumento de demanda por energia, o uso de tecnologias baseadas em células a combustível surge como uma opção para o aumento da eficiência dos sistemas.

Este trabalho faz um estudo de cogeração com a aplicação de CAC (células a combustível). Mais especificamente é desenvolvido um ciclo TC/SOFC (*Turbine* + *Chiller* + *SOFC*, célula a combustível de óxido sólido com turbina e chiller de absorção).

Para a realização da modelagem foi desenvolvida uma ferramenta na plataforma Microsoft Excel denominada TC/SOFC que permite realizar os cálculos de potencia, rendimento, custos de energia e análises de sensibilidade.

Palavras-chave: SOFC, Cogeração, Célula a Combustível, TCSOFC, COE

Abstract of Undergraduate Project presented to POLI/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Engineer.

In the current context of increasing demand for energy, the use of technologies based on fuel cells appears as an option to increase the efficiency of the systems.

This paper is a study of cogeneration using FC (fuel cells). More specifically a TC/SOFC (SOFC + Turbine + Chiller, solid oxide fuel cell, turbine and absorption chiller) cycle is modeled.

To perform the model, a tool called TC/SOFC was developed in Microsoft Excel platform to perform the calculations of power, efficiency, energy costs and sensitivity analysis.

Cristiano Alves Pinto Mosqueira Gomes

## April/2013

Advisor: Silvio Carlos Anibal de Almeida

Course: Mechanical Engineering

Keywords: SOFC, Cogeneration, Fuel Cell, TCSOFC, COE

# Índice:

1.	Cap	ótulo	1 - Introdução	1	
2.	Cap	ótulo	2 - Células a Combustível	5	
2.1. His		His	tórico	5	
2.2. Fu		Fun	cionamento	6	
2	2.3.	Tip	os Existentes:	7	
	2.3.	1.	Célula a Combustível Alcalina (Alkaline Fuel Cell - AFC)	7	
	2.3. (Po	2. limer	Célula a Combustível de Membrana Polimérica ou Trocadora de Próton r Electrolite Membrane Fuel Cell - PEMFC)	s 8	
	2.3. PAI	3. FC)	Célula a Combustivel de Ácido Fosfórico ( <i>Phosphoric Acid Fuel Cell</i> – 9		
	2.3. – M	4. ICFC	Célula a Combustível de Carbonato Fundido ( <i>Molten Carbonate Fuel C</i>	'ell 9	
	2.3.	5.	Célula a Combustível a Óxido Sólido (Solid Oxide Fuel Cell – SOFC)	10	
2	2.4.	Cor	nparativo entre elas:	11	
2	2.5.	Me	rcado do Hidrogênio	12	
2	2.6.	Processo de Reforma			
	2.6.	1.	Reforma a Vapor	14	
2	2.7.	Asp	pecto Construtivo	15	
2	2.8.	Cen	ário Nacional:	16	
3.	Cap	ótulo	3 - Manual da Planilha em Excel	19	
3	8.1.	Des	crição da Planilha	19	
3	3.2.	Cic	lo de Cogeração com chiller de absorção	22	
3	3.3.	Cál	culo do Custo de Energia (COE)	23	
4.	Cap	ótulo	94 – Descrição do Ciclo Estudado	24	
4	l.1.	Mo	delagem do Conjunto Turbina 1 e Compressores 1 e 2	26	
	4.1.	1.	Modelagem do Compressor 1	26	
	4.1.	2.	Modelagem do Compressor 2	29	
	4.1.	3.	Modelagem da Turbina 1	30	
4	1.2.	Mo	delagem da Turbina 2	33	
4	1.3.	Cál	culo do Calor Fornecido	35	
4	1.4.	Mó	dulos de SOFC	35	

	4.4.1.		Modelo Eletroquímico da SOFC	. 35
	4.4.2.		Estrutura	. 40
	4.4.	3.	Reforma	. 41
	4.4.	4.	Cálculos das SOFCs	. 43
4	4.5.	Ren	dimento do Ciclo	. 47
4	4.6.	Cál	culo do COE	. 48
4	4.7.	Con	clusões Parciais	. 53
5.	Cap	ítulo	5 - Modificações no ciclo	. 56
	5.1. Cogeraçã		geração	. 56
	5.2. Mod		dificação Proposta	. 57
	5.3.	Chi	ller de Absorção	. 59
	5.3.	1.	Sistemas que utilizam o par H2O-LiBr	. 60
	5.3.	2.	Coeficiente de performance	. 62
	5.4.	Mo	delagem do Chiller	. 63
	5.5. Cálculo do ne		culo do novo Rendimento do ciclo	. 65
	5.6. Cálculo		culo do novo COE	. 66
6.	6. Capítulo 6		6 - Conclusões	. 71
7.	Bib	liogr	afia	. 73

# Lista de Figuras:

Figura 1 – Crescimento Econômico Mundial entre 2007 e 2013 (EUROMONITOR INTERNATIONAL, 2013)	1
Figura 2 – Projeção da população mundial (ALLIANZ, 2013)	1
Figura 3 – Projeções para o consumo de energia mundial (MONGABAY, 2009)	2
Figura 4 – Investimentos do mundo em energias renováveis (WORLDWATCH, 2013	) 2
Figura 5 – Investimentos em bilhões de dólares por país e setor em diferentes fontes d	le
energia (ALTENERGYSTOCKS, 2012)	3
Figura 6 – Comparação de eficiência entre diferentes formas de geração de energia	
(HYDROGEN-FC.COM, 2013)	4
Figura 7 - Mercado Previsto para células a combustível (fontes estacionárias) no mun	do
(CARVALHO et al., 2003)	4
Figura 8 - Mercado de Células a combustível em MW (FUELCELLTODAY, 2012).	4
Figura 9 – Configuração geral de uma SOFC (ISHAK, 2011)	10
Figura 10 – Ilustração resumindo diferenças entre os tipos de células (ISHAK, 2011).	11
Figura 11 – Principais formas de produção de hidrogênio (COBAS, 2006)	12
Figura 12 – Alternativas para a produção do Hidrogênio (CAPAZ et al., 2006)	13
Figura 13 - Custo do Hidrogênio de acordo com o processo de produção utilizado	13
Figura 14 – Uso da produção de Hidrogênio no mundo	14
Figura 15 – Ilustração da montagem do empilhamento de unidades de células a	
combustível (WENDT, et al., 2000)	15
Figura 16 – Três tipos de SOFC tubular	16
Figura 17 – Ilustração com o ciclo original e o modificado	19
Figura 18 – Aba inicial da Planilha	20
Figura 19 – Equipamentos modelados agrupados com o "+"	20
Figura 20 – Cálculos relacionados aos módulos de SOFC	21
Figura 21 – Resumo dos Resultados Modelados do ciclo original	22
Figura 22 – Modelagem agrupada dos gases de exaustão	22
Figura 23 – Esquema do ciclo em estudo. TSOFC de 4,5MW	24
Figura 24 – Diagrama da curva de polarização com as perdas de uma célula	38
Figura 25 - Ilustração de montagem de módulo de SOFC tubular de outro projeto da	
Siemens-Westinghouse (FORBES, 2001)	41
Figura 26 – Esquema Interno de SOFC tubular da Siemens-Westinghouse	41
Figura 27 – Esquema Geral do fluxo do combustível até a célula	42
Figura 28 – Fluxo para geração do hidrogênio	43
Figura 29 - A curva de polarização, densidade de potência e as correspondentes curva	ıs
de perdas ohmincas, de ativação e de concentração em uma SOFC tubular	45
Figura 30 – Rendimentos encontrados para a SOFC	46
Figura 31 – Rendimento encontrado para o ciclo	47
Figura 32 – Valor do custo de energia do ciclo e do cobrado pela Light	52

Figura 33 – Diferença percentual entre o custo de energia do ciclo e o cobrado pela	
Light	53
Figura 34 – Porcentagens de formação do Custo de energia	53
Figura 35 – Influência do preço do gás natural no COE	54
Figura 36 – Influência do Custo de Investimento juntamente com a taxa de juros no	
custo da energia	55
Figura 37 – Influência das horas de funcionamento anuais no custo final da energia pa	ıra
o ciclo original	55
Figura 38 – Instalação de cogeração ideal (CENGEL et al., 2007)	56
Figura 39 – Esquema do possível ciclo de trigeração aplicável	57
Figura 40 – Ilustração do ciclo com a adição do chiller de absorção	58
Figura 41 – Ilustração de um sistema de condicionamento de ar	58
Figura 42 – Comparativo entre os sistemas de refrigeração por absorção e o de	
compressão	59
Figura 43 - Chiller a Absorção de Simples Efeito: um comercial e uma representação	
teórica	60
Figura 44 - Chiller de Absorção de Duplo Efeito: um comercial e uma representação	
teórica	61
Figura 45 – Foto do chiller estudado produzido pela Thermax- USA	64
Figura 46 – Rendimentos encontrados para o ciclo antes e depois da cogeração	65
Figura 47 – Porcentagens de formação do Custo de energia para o ciclo com chiller	68
Figura 48 – Comparação entre o custo de energia calculado para o ciclo com chiller e	
cobrado pela light	68
Figura 49 – Diferença percentual entre o custo de energia do ciclo modificado e o	
cobrado pela Light	69
Figura 50 – Influência do preço do gás natural no COE do ciclo com chiller	69
Figura 51 – Influência do custo de investimento atrelada a diferentes taxas de juros pa	ra
o ciclo com chiller	70
Figura 52 – Influência da quantidade de horas por ano para o custo de energia dos dois	S
ciclos	70
Figura 53 – Ilustração para comparação do rendimento do ciclo com e sem o chiller	71
Figura 54 – Comparativo entre a tarifa da light e o custo de energia para o ciclo com e	•
sem o chiller	71

# Lista de Tabelas:

Tabela 1 – Comparativo entre os tipos de células a combustível	. 11
Tabela 2 - Células indicadas para cogeração (SILVEIRA et al., 1999)	. 12
Tabela 3 – Legenda utilizada na Planilha	. 20
Tabela 4 – INPUTS variáveis para cálculo do COE	. 23
Tabela 5 - Parâmetros de Operação da SOFC	. 25
Tabela 6 – Dados do ciclo estudado	. 25
Tabela 7 – Características do ciclo estudado	. 26
Tabela 8 – Dados de Vazão gerados para o compressor 1	. 27
Tabela 9 – Limites de Temperatura para Aplicação da fórmula [7]	. 28
Tabela 10 – Cálculo de Entalpia no nó 7 através do uso da fórmula do Cp0	. 28
Tabela 11 - Cálculo de Entalpia no nó 8 através do uso da fórmula do Cp0	. 29
Tabela 12 - Dados de Vazão gerados para o compressor 2	. 29
Tabela 13 - Cálculo de Entalpia no nó 9 através do uso da fórmula do Cp0	. 30
Tabela 14 - Cálculo de Entalpia no nó 10 através do uso da fórmula do Cp0	. 30
Tabela 15 - Dados de Vazão gerados para a Turbina 1	31
Tabela 16 - Cálculo de Entalpia no nó 12 através do uso da fórmula do Cp0	. 31
Tabela 17 - Cálculo de Entalpia no nó 13 através do uso da fórmula do Cp0	. 32
Tabela 18 - Dados de Vazão gerados para a Turbina 2	. 33
Tabela 19 - Cálculo de Entalpia no nó 14 através do uso da fórmula do Cp0	. 34
Tabela 20 - Cálculo de Entalpia no nó 15 através do uso da fórmula do Cp0	. 34
Tabela 21 - Cálculo de tensões e eficiências para célula em condições específicas	. 38
Tabela 22 - Cálculo das vazões mássicas de entrada e do r Elk	. 44
Tabela 23 - Cálculo da corrente gerada pelos módulos de SOFC	. 44
Tabela 24 – Potência Total dos módulos de SOFC	45
Tabela 25 – INPUTS para os cálculos de custos	50
Tabela 26 – Cálculo do custo de investimento de capital	50
Tabela 27 – Cálculo do Custo do Combustível	51
Tabela 28 – Cálculo do Custo de operação e manutenção	. 52
Tabela 29 – Cálculo consolidado do Custo de Energia (COE)	. 52
Tabela 30 - Dados referentes ao nó 16 referente aos gases de exaustão do ciclo estuda	ado
	57
Tabela 31 – Coeficientes de performance médios para diferentes sistemas de	
refrigeração	63
Tabela 32 – Cálculo do Trabalho Consumido	. 63
Tabela 33 - Dados de Vazão referentes ao nó 16	64
Tabela 34 - Prova real do cálculo da temperatura dos gases de exaustão	65
Tabela 35 - INPUTS para os cálculos de custos do ciclo com o chiller	66
Tabela 36 - Cálculo do Custo do Combustível do ciclo com o chiller	66
Tabela 37 – Cálculo do custo de investimento de capital do ciclo com o chiller	. 67
Tabela 38 - Cálculo dos custos de Manutenção e Operação com o chiller no ciclo	67
	ix

Tabela 39 - Cálculo consolidado do Custo de Energia (COE) com o chiller no ciclo ... 67

### 1. Capítulo 1 - Introdução

A economia mundial cresceu 5,2% em 2010, 3,9% em 2011 e 3,2% em 2012 e deve crescer 3,5% no ano 2013, de acordo com dados do Fundo Monetário Internacional (FMI) (FMI, 2013). Isto dá uma média de aproximadamente 4% ao ano entre 2010 e 2013. As projeções das principais consultorias internacionais apontam que o ritmo de crescimento deve desacelerar um pouco. Porém, se o Produto Interno Bruto (PIB) mundial crescer em média 3,5% entre 2010 e 2030, isto significa que a economia global dobrará de tamanho no espaço de vinte anos.







Figura 2 – Projeção da população mundial (ALLIANZ, 2013)

Mesmo para 2030, o mundo precisará de ao menos 50% a mais de alimentos, 45% a mais de energia e 30% a mais de água, de acordo com as estimativas de relatório

da ONU. Segundo o mesmo, se o mundo fracassar em lidar com esses problemas, o risco é condenar 3 bilhões de pessoas à pobreza (REUTEURS, 2012).

Nesse contexto, a possibilidade do esgotamento dos recursos utilizados para a produção de energia torna a segurança energética um tema extremamente recorrente em todo mundo.



Diretamente relacionados surgem também o impacto ao meio ambiente e os elevados investimentos exigidos nas pesquisas de novas fontes e construções de novas usinas.



Figura 4 – Investimentos do mundo em energias renováveis (WORLDWATCH, 2013)

Não diferente do resto do mundo, o Brasil prevê um forte potencial de expansão de sua geração de energia, o que resulta em uma série de oportunidades de investimentos de longo prazo. A estimativa do Ministério de Minas e Energia para o período 2008-2017 indica aportes públicos e privados da ordem de R\$ 352 bilhões para a ampliação do parque energético nacional, sendo por volta R\$ 23 bilhões aplicados na expansão da produção e oferta de biocombustíveis como etanol e biodiesel (MME, 2013).



Figura 5 – Investimentos em bilhões de dólares por país e setor em diferentes fontes de energia (ALTENERGYSTOCKS, 2012)

Com isso tudo, uma das saídas para a crise de energia é a conservação. Isso significa desenvolver e aplicar meios de utilizar com mais eficiência as fontes disponíveis hoje. Tal enfoque implica não somente no prolongamento das fontes não renováveis de energia, mas também na redução dos impactos ambientais decorrentes.

Esse cenário somado aos programas nacionais que tentam incentivar o estudo na área de células a combustível, que serão apresentados mais abaixo, torna esse trabalho ainda mais pertinente. O objetivo do mesmo é fazer um estudo termoeconômico de um ciclo e sua possibilidade de cogeração em um gerador de células a combustível do tipo óxido sólido (*SOFC - solid oxide fuel cell*).

É importante salientar as contribuições que as tecnologias de células a combustível podem prover nesse contexto todo. Dentre as principais pode-se destacar:

- i. Rendimento elétrico superior a outras formas de geração como motores de combustão interna (Figura 6)
- ii. Produção desprezível de monóxido de carbono, NOx e SOx
- Não existência de partes móveis, levando a redução das manutenções e causa de falhas
- iv. Baixo nível de vibração e ruídos



Figura 6 – Comparação de eficiência entre diferentes formas de geração de energia (HYDROGEN-FC.COM, 2013)

Por fim, mostra-se uma crescente aplicação e investimento nesse tipo de tecnologia. Seguem baixo duas ilustrações desse cenário.



Figura 7 - Mercado Previsto para células a combustível (fontes estacionárias) no mundo (CARVALHO et al., 2003)



Figura 8 - Mercado de Células a combustível em MW (FUELCELLTODAY, 2012)

#### 2. Capítulo 2 - Células a Combustível

### 2.1. Histórico

A primeira iniciativa no que se refere a uma célula a combustível foi relatada em 1801 por Humphrey Davy, que realizou estudos em eletroquímica, usando carbono e ácido nítrico. Mas foi em 1839 que William Grove, um químico, físico e advogado, investigou a energia produzida por reações químicas simples em uma pilha galvânica, composta por eletrodos em contato com oxigênio e hidrogênio. Essa primeira pilha foi concebida com dois eletrodos de platina com ácido sulfúrico como eletrólito. Notou-se que energia química era transformada em energia elétrica e água, o processo contrário ao da decomposição eletrolítica da água (SMARSSARO, 2007)

Já em 1889 foi criado o termo "fuel cell" (célula a combustível) pelos cientistas Ludwig Mond e Charles Langer. Em 1932 foi construída a que foi talvez a primeira célula a combustível funcional por Francis T. Bacon, professor de engenharia em Cambridge, com uma célula hidrogênio-oxigênio, usando eletrólitos alcalinos e eletrodos de níquel. Mas foi somente em 1959 que Bacon e a primeira companhia a produzir células demostraram pela primeira vez um sistema prático com uma célula de 5 kW. No mesmo ano, Harry Karl Ihrig, por sua vez, apresentou sua famosa célula de 20hp acoplada a um trator agrícola Allis-Chalmers (SAE, 2013).

No final de 1950 e início dos anos 1960 a NASA, em colaboração com parceiros industriais, começou a desenvolver geradores de células a combustível para missões espaciais tripuladas. Nas décadas de 60 e 70, as pesquisas foram intensificadas na Holanda, EUA e França, e uma atividade intensa no Japão. Isso tudo incentivado pelo contexto da crise do petróleo.

Esta última década foi caracterizada por crescentes preocupações por parte de governos, empresas e consumidores sobre a segurança energética, eficiência de energia e emissões de gases de efeito estufa como o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). Com isso, a atenção do mundo se voltou mais uma vez para as células de combustível como uma das várias tecnologias potenciais capazes de fornecer eficiência energética e "poupança" de CO<sub>2</sub>, reduzindo a dependência de combustíveis fósseis. Destaca-se hoje que, ao mesmo tempo em que a presença de produtos relacionados a células a combustível começou de fato a surgir no mercado como uma alternativa viável, já foi sentido um desafio no setor. A recessão econômica global, sem dúvida, teve efeitos negativos para as empresas do setor. Disponibilidade de crédito limitada e restrições no financiamento do governo, bem como a falta de rentabilidade para as organizações que ainda estavam principalmente focadas em P&D causou a saída de algumas empresas do negócio. No entanto ele deu a outras empresas o ímpeto de se tornarem mais comercialmente rentáveis, aproveitando as oportunidades de geração de receita (FCT, 2012).

#### 2.2. Funcionamento

As células a combustível são dispositivos eletroquímicos que convertem a energia química de uma reação diretamente em energia elétrica. A estrutura física básica ou bloco de construção de uma célula a combustível é constituído por um eletrólito em contato com um ânodo e um cátodo poroso em ambos os lados (U.S. DEPARTAMENT OF ENERGY, 2004).

Há uma semelhança com uma bateria, uma vez que gera energia elétrica a partir de uma reação eletroquímica. No entanto, a bateria tem uma quantidade fechada de energia em seu interior e, uma vez que esta se esgota, a bateria deve ser descartada ou recarregada por meio de um fornecimento externo de energia elétrica para condução da reação na direção inversa. Já uma célula a combustível utiliza uma fonte externa de energia química e pode funcionar indefinidamente, desde que haja o fornecimento de combustível e uma fonte de oxigênio (normalmente ar) (FCT, 2012).

Dessa forma, há então a produção de corrente contínua pela combustão eletroquímica a frio de um combustível gasoso, destacando-se o hidrogênio (H<sub>2</sub>). Com isso, o mesmo é oxidado a prótons num eletrodo de difusão gasosa, liberando elétrons, segundo a reação:

 $H_2 \rightarrow 2 H^+ + 2 e^-$ 

No eletrodo oposto, sendo também de difusão gasosa, considerando-se as células do tipo membrana trocadora de prótons (meio ácido), tem-se a reação:

$$2 \text{ H}^+ + 2 \text{ e}^- + \frac{1}{2} \text{ O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O}$$

A reação global, que é exotérmica, liberando calor, pode ser escrita da seguinte forma:

 $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$ 

Os eletrodos de difusão gasosa são condutores eletrônicos permeáveis aos gases reagentes e são separados uns dos outros por um eletrólito (condutor iônico), de tal forma que os gases não se misturem. Tal eletrólito pode ser um líquido, um polímero condutor de cátions; saturado com um líquido; ou um sólido (óxido de zircônio). Obtêm-se potenciais de trabalho de célula para o sistema hidrogênio / oxigênio entre 0,5 e 0,7 V. Potenciais de circuito aberto ficam entre 1,1V e 1,2V. Em função disso, uma célula a combustível é constituída por uma associação em série com outras células. Consegue-se assim, formar um módulo de células a combustível em que temos a tensão de saída pretendida para uma determinada aplicação prática onde a tensão individual de cada uma das células vem multiplicada pelo número delas. Caso se pretendesse elevar o valor da corrente que um módulo de células a combustível fornece, as mesmas deveriam ser ligadas em paralelo (WENDT, et al., 2000).

É importante observar que quando a célula-combustível é alimentada com hidrogênio e oxigênio puros, o único subproduto da reação é água. Além disso, quando estão associadas a reformadores de combustíveis fósseis e o conjunto reformador/célula a combustível apresenta eficiência global superior a outros sistemas de geração, a emissão de gases para uma mesma quantidade de energia gerada é inferior. Soma-se a isso ainda o fato de não apresentarem emissão de particulados para o meio ambiente e ter o nível de emissão de ruídos mínimo.

Lembra-se então que todo combustível pode liberar uma quantidade fixa de energia quando reage com o oxigênio para formar água. Esta energia é medida experimentalmente e quantificada através do que é designado por poder calorífico superior (PCS ou *HHV*, *higher heating value*) e poder calorífico inferior (PCI ou *LHV*, *lower heating value*).

Com isso em mente, destaca-se o hidrogênio, que tem a mais alta energia por unidade de peso comparativamente com qualquer combustível, uma vez que o hidrogênio é o elemento mais leve e não tem os pesados átomos do carbono. É por esta razão que o hidrogênio tem sido usado intensamente nos programas espaciais, onde o peso é crucial. Além disso, especificamente a quantidade de energia liberada durante a reação do hidrogênio é cerca de 2,5 vezes o poder de combustão de um hidrocarboneto (gasolina, gasóleo, metano, propano, etc...). Assim, para satisfazer um mesmo consumo energético, a massa de hidrogênio necessária é apenas aproximadamente um terço da massa de um hidrocarboneto.

Abordando novamente a configuração de uma célula a combustível, mostra-se importante lembrar que tais células podem variar de dispositivos minúsculos, produtores de apenas alguns Watts de eletricidade, até grandes usinas produtoras de Megawatts.

Por fim, deve-se salientar que geralmente a classificação dos vários tipos de células a combustível é pelo tipo de eletrólito utilizado e pela temperatura de operação. Segue abaixo a apresentação deles.

## 2.3. Tipos Existentes:

### 2.3.1. Célula a Combustível Alcalina (Alkaline Fuel Cell - AFC)

A célula a combustível alcalina também conhecida como Bacon Fuel Cell, em função de seu inventor britânico, Francis Thomas Bacon, é uma das tecnologias de célula a combustível mais desenvolvidas e é lembrada por ter contribuído na ida do homem a Lua. A NASA tem usado tal tecnologia desde meados dos anos 1960 em missões Apollos e em ônibus espaciais. (STOLTEN et al., 2012)

No meio Alcalino, as reações relevantes são baseadas em íons  $OH^-$ . Esses são formados pelas reduções catódicas do oxigênio e viajam através da solução do eletrólito até o anodo, onde se recombinam com o hidrogênio, produzindo água. As reações principais nos eletrodos são:

Catodo:  $\frac{1}{2}O_2 + H_2O + 2e^- \rightarrow 2OH^-$ Anodo:  $H_2 + 2OH^- \rightarrow 2H_2O + 2e^-$ 

A temperatura de operação dessa célula fica entre 50°C e 200°C. Seu eletrólito é feito normalmente de solução aquosa alcalina como o hidróxido de potássio (KOH). (ISHAK, 2011).

Em relação à fonte de combustível, ela é limitada a componentes não reativos com exceção do hidrogênio. Monóxido de Carbono (CO) é considerado um veneno, e dióxido de Carbono ( $CO_2$ ) reagirá com o KOH para formar  $K_2CO_3$ , alterando assim o eletrólito. Deve-se ter atenção, pois mesmo a pequena quantidade de  $CO_2$  no ar deve ser considerada com a célula alcalina. (U.S. DEPARTAMENT OF ENERGY, 2004).

A principal vantagem dessa célula é o fato dela utilizar matérias de baixo custo. Por outro lado, a grande desvantagem é a necessidade de utilizar hidrogênio e oxigênio extremamente puros. O problema das velocidades de reação baixa (baixas temperaturas) é superado com a utilização de eletrodos porosos, com platina impregnada e com a utilização de pressões elevadas. Neste tipo de célula, a redução do oxigênio no cátodo é mais rápida em eletrólitos alcalinos, comparativamente aos ácidos e, devido a isso, existe a possibilidade da utilização de metais não nobres neste tipo de célula.

## 2.3.2. Célula a Combustível de Membrana Polimérica ou Trocadora de Prótons (*Polimer Electrolite Membrane Fuel Cell - PEMFC*)

A PEMFC tem sido prevista por muitos como a alternativa mais viável para os motores de combustão e sistemas a bateria, principalmente para aplicações móveis, graças a sua baixa temperatura de operação (entre 30°C e 100°C), o que permite sua rápida inicialização e menor desgaste dos componentes de seu sistema, acarretando em durabilidade maior.

Essa célula também é conhecida como célula a combustível de eletrólito Polimérico (PEFC - polymer electrolyte fuel cell), em função de sua membrana sólida polimérica usada como eletrólito. Tal eletrólito polimérico é um excelente condutor de prótons.

Vale destacar também que o único líquido nesta célula é a água, assim, os problemas de corrosão são mínimos. Além disso, o controle da água na membrana é crítica para o desempenho eficiente, uma vez que a membrana tem de ser hidratada.

Em função da limitação da temperatura de operação imposta pelo polímero, geralmente inferior a 120 °C, e devido também a problemas com o equilíbrio da água, um gás rico em  $H_2$  com um mínimo ou nenhum CO (um veneno a baixa temperatura) é utilizado (U.S. DEPARTAMENT OF ENERGY, 2004).

## **2.3.3.** Célula a Combustivel de Ácido Fosfórico (*Phosphoric Acid Fuel Cell* - PAFC)

Essa Tecnologia emprega a utilização de ácido fosfórico como eletrólito, e seu funcionamento é similar a tecnologia PEMFC (FRANCHI, 2009). Ela foi originalmente desenvolvida para aplicações comerciais de larga escala e sua temperatura de operação fica entre 150°C e 220°C (ISHAK, 2011).

Dentre suas características positivas pode-se citar: a eficiência moderada (em torno de 35% a 47%) (FRANCHI, 2009), o que está ligada a reforma do gás natural e do biogás que é feita entre 450°C e 500°C, tornando necessária a queima de parte do combustível para atingir essa temperatura; a tolerância a monóxido de carbono (CO); e requisitos simples para o controle da água, se comparados aos dois tipos de células já apresentados (AFC e PEMFC) (U.S. DEPARTAMENT OF ENERGY, 2004).

Por outro lado, nas deficiências há o requisito de uma aplicação em larga escala, o tempo relativamente longo de partida e a necessidade de metal nobre (platina) para os catalizadores para a reação eletroquímica nos eletrodos (ISHAK, 2011).

Essas células foram as primeiras a serem produzidas comercialmente e apresentam ampla aplicação a nível mundial. Unidades de 200 kW se encontram espalhadas pelo mundo com mais 260 unidades instaladas. Elas têm aplicações em hospitais, centros comercias, escolas, hotéis, aeroportos e até em estações de tratamento de esgoto e água. No Brasil, está presente em cidades como o Rio de Janeiro e Curitiba. (FRANCHI, 2009).

Por fim, ela é classificada como uma célula a combustível de baixa temperatura.

## 2.3.4. Célula a Combustível de Carbonato Fundido (*Molten Carbonate Fuel Cell* – MCFC)

Uma das características interessantes dessa tecnologia é a necessidade da presença de dióxido de carbono  $(CO_2)$  no oxidante para um funcionamento adequado da célula. Já em relação a sua temperatura de operação, ela gira entre 600°C e 700 °C, o que favorece a cinética das reações eletródicas, levando ao alcance de boas taxas de reação e permitindo o uso de eletrodos e catalisadores baratos, reduzindo custos. Além disso, essa elevada temperatura permite a reforma do combustível (exemplos: gás natural, biogás, entre outros) no próprio corpo da célula.

Somando-se a isso, utiliza um eletrólito constituído por uma mistura de carbonato fundido em suspensão em um material poroso, quimicamente inerte de LiAlO2 que permite o uso direto de misturas combustíveis contendo altas concentrações de monóxido de carbono (CO) e dióxido de carbono ( $CO_2$ ) (ISHAK, 2011).

Por outro lado, a natureza corrosiva do eletrólito somado às altas temperaturas utilizadas, que favorecem processos de corrosão, tensões térmicas e fadiga dos distintos

componentes, implicam na utilização de materiais especiais para sua construção. Outra característica negativa é o longo tempo de partida, em função de sua alta temperatura, tornando essa tecnologia destinada a operações estacionárias e contínuas.

Como já mencionado, tecnologicamente, a utilização da concepção destas células encontra algumas limitações quanto a seleção e processamento dos materiais envolvidos. Tais aspectos têm motivado incessantes esforços por parte da comunidade científica no sentido de se estudar e desenvolver materiais e processos que possam se adequar as necessidades. (WENDT, et al., 2000).

2.3.5. Célula a Combustível a Óxido Sólido (Solid Oxide Fuel Cell – SOFC)

Como sugerido pelo nome, essa célula emprega o uso de metal denso óxido ou cerâmico como material para o eletrólito. É importante destacar que essa tecnologia engloba uma gama de configurações, apesar de poderem ser classificadas conforme a figura abaixo.



Figura 9 – Configuração geral de uma SOFC (ISHAK, 2011)

Certos tipos de eletrólito sólido facilitam o transporte de íons de oxigênio, logo há o nome condutor de íons de oxigênio (*oxygen ion-conducting solid oxide fuel cell* - SOFC-O). Outros tipos transportam íons de hidrogênio (protons) e são chamados de condutor de próton de hidrogênio (*hydrogen proton-conducting solid oxide fuel cell* - SOFC-H) (ISHAK, 2011).

Graças a sua temperatura de operação que fica entre 500°C e 1000°C, essa célula usufrui de um alto grau de flexibilidade de processamento de combustível, podendo operar diretamente com hidrogênio ou reforma de diferentes misturas de combustíveis para extrair o hidrogênio. Esse processo pode se realizar interna ou externamente. Além disso, essa flexibilidade junto com a alta temperatura de operação favorece as altas eficiências e custos reduzidos, pois torna um sistema mais compacto e tira a dependência de materiais nobres e caros para a construção. Por outro lado, associado a isso há um longo tempo de partida e problemas relacionados aos componentes submetidos as altas temperaturas (BARROSO, 2011).

## 2.4. Comparativo entre elas:

A fim de resumir as inúmeras diferenças apresentadas nos diferentes tipos de células, seguem uma ilustração e uma tabela que sintetizam o que já foi abordado.



Figura 10 – Ilustração resumindo diferenças entre os tipos de células (ISHAK, 2011)

	PEMFC	AFC	PAFC	MCFC	SOFC
Eletrólito	Membrana polimérica	Hidróxido de Potássio	Ácido Fosfórico	Litium, Potássio, Carbonatos fundidos.	Óxidos de yttria e zircônio
Temperatura de Operação	30°C a 100°C	50°C a 200°C	150°C a 220°C	600°C a 700°C	500°C a 1000°C
Eficiência	35% a 50%	60% a 70%	37% a 42%	50% a 60%	50% a 60%
Combustível	H2	H2	H2	H2, CH4, CO	H2, CH4, CO
catalisador	Platina	Platina	Platina	Níquel-Cromo	Níquel Zircônia
Íon Migrante	H+	OH-	H+	CO3-2	O-2
Oxidante	Ar	Ar+Água	Ar	Ar+CO2	Ar
Aplicações	Veicular, Espacial, Estacionária	Espacial, veicular	Cogeração Local, Veicular	Cogeração, estacionária	Cogeração, Estacionária

Tabela 1 – Comparativo entre os tipos de células a combustível

Por fim, é importante ser destacada a possibilidade de cogeração em células a combustível. Já foi exposto acima a existência de diversos tipos de células-combustível, cada qual com uma aplicação mais adequada às suas características. Para sistemas de cogeração, entretanto, é desejável que a temperatura de funcionamento da célula-combustível seja alta, para que se obtenha uma maior recuperação de calor residual, resultando, então, em maiores eficiências globais. Com isso, ciclos térmicos de cogeração baseados em células-combustível podem atingir rendimentos globais em

torno de 85% (SILVEIRA et al., 1999). Na Tabela 2 a seguir estão relacionados os tipos de células a combustível indicadas para cogeração.

Tabela 2 – Cetulas indicadas para cogeração (SIL VEIRA et al., 1999).								
Tipo de célula	Eletrólito	Temperaturas de Operação (°C)						
Ácido Fosfórico (PAFC)	H3PO4	180-210						
Carbonato Fundido (MCFC)	K2CO3/Li2CO3	650-700						
Óxido Sólido (SOFC)	Y2O3/ZrO2	900-1100						

Tabela 2 – Células indicadas para cogeração (SILVEIRA et al., 1999).

## 2.5. Mercado do Hidrogênio

Existe uma grande variedade de combustíveis que podem ser utilizados nas diferentes células a combustíveis. Alguns podem ser utilizados quase diretamente enquanto outros precisam de um processamento prévio adequado (COBAS, 2006).

Dentre as possibilidades destacamos o hidrogênio, em função da sua elevada reatividade eletroquímica em presença de um catalisador e temperatura adequada. Tal combustível é considerado um importante vetor energético, apresentando um impacto ambiental muito baixo, pois, como já foi citado, sua combustão em estado puro apresenta a água como principal resíduo. Além disso, possui também um elevado poder calorífico em base mássica e abundância em fontes renováveis de energia.

Sabe-se que na terra, praticamente não existe o hidrogênio livre, estando ele sempre associado a outros elementos. Por esse motivo, o hidrogênio não é classificado como uma fonte primária de energia, mas sim uma fonte intermediária. Como tal não deve ser referido como uma fonte energética, pois é apenas um vetor energético, isto é, uma moeda de troca. Ele pode ser produzido a partir de fontes primárias de energia, tais como os combustíveis fósseis (carvão, petróleo, gás natural), a partir de intermediários químicos (tais como os produtos de refinaria, amônia, etanol) e a partir de fontes alternativas de energia tais como a biomassa, biogás e gás de lixo. (PIETROGRANDE et al., 1993).



Figura 11 – Principais formas de produção de hidrogênio (COBAS, 2006).

Para sua obtenção é necessário extraí-lo de substâncias onde ele está presente, como a água e os compostos orgânicos. Existem vários processos de extração do hidrogênio e todos eles requerem energia (TOLMASQUIN, 2003).

## 2.6. Processo de Reforma

Como já foi citado, as tecnologias de produção do hidrogênio necessitam de energia sobre alguma forma seja ela calor, luz ou eletricidade. As possibilidades são bastante diversificadas, destacando-se as seguintes:

- i. Eletrólise da água
- ii. Vapor reformando o gás natural ou outros hidrocarbonetos
- iii. Fotobiológico
- iv. Gaseificação de biomassa e pirólises



Figura 12 - Alternativas para a produção do Hidrogênio (CAPAZ et al.,2006)

De uma forma geral, segue abaixo um comparativo do custo do m<sup>3</sup> do H2 de acordo com o processo de produção utilizado.



Figura 13 - Custo do Hidrogênio de acordo com o processo de produção utilizado

A seguir, o gráfico ilustra o atual cenário em que globalmente, 45 a 50 milhões de toneladas de hidrogênio são produzidos todos os anos, sendo a maioria produzida com a utilização de matérias-primas de combustíveis fósseis. Cerca de metade é usado para produção de amoníaco, um quarto para o hidrocraqueamento no refino de petróleo, e o saldo usado para fazer metanol e outras aplicações industriais.



Figura 14 – Uso da produção de Hidrogênio no mundo

Destaca-se que os principais processos utilizados na produção de  $H_2$  a partir de combustíveis fósseis são a Reforma a vapor, a oxidação parcial e a reforma auto térmica. A seguir detalhamos o mais utilizado deles: ao reforma a vapor.

## 2.6.1. Reforma a Vapor

A reforma a vapor se baseia na reação de um hidrocarboneto em estado gasoso com vapor de água em presença de um catalisador a elevadas temperaturas.

Segue alguns exemplos de reações de reforma a vapor de hidrocarbonetos (BARROSO, 2011):

$$C_n H_m + n H_2 O \rightarrow nCO + \left(\frac{m+2n}{2}\right) H_2$$
  
 $CH_4 + H_2 O \rightarrow CO + 3H_2$ 

$$CO + H_2O \to CO_2 + H_2$$

Como já mencionado, a reforma a vapor do metano contido no gás natural é a mais utilizada para produção de  $H_2$  no mundo. Isto se deve ao fato de ser a alternativa mais econômica e eficiente. Além disso, é também a mais utilizada para produzir  $H_2$  para células a combustível. Nesse contexto, reformadores de pequenas capacidades têm sido desenvolvidos para células de baixas e elevadas temperaturas (COBAS, 2006).

A reforma do metano é representada da seguinte forma:

 $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2 \Delta H = 206 \text{ kJ/mol}$ 

O gás de síntese produzido é também seguido pelas reações de Shift mostradas a seguir:

 $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2 \text{ com } \Delta \text{H} = -41 \text{ kJ/mol}$ 

A reforma a vapor do metano usa catalisadores de níquel a temperaturas entre 750 e 1000°C sobre um suporte refratário, e se utiliza um excesso de vapor para prevenir a deposição de carbono no catalisador. Tal deposição de carbono se dá pelas reações de pirólise e/ou de Boduard.

Pirólise:  $CH4 \rightarrow C + 2H2$ Boduard:  $2CO \rightarrow C + CO2$ 

## 2.7. Aspecto Construtivo

A célula combustível é constituída por uma série de células individuais, que, normalmente, são empilhadas de forma planar, com a única exceção do design tubular de SOFC.



Montagem de um empilhamento de unidades de células a combustível. 1: Placa bipolar, 2: cátodo, 3: moldura do cátodo, 4: eletrólito, 5: moldura do ânodo, 6: ânodo.

Figura 15 – Ilustração da montagem do empilhamento de unidades de células a combustível (WENDT, et al., 2000).

Embora o projeto tubular de SOFC da Siemens Westinghouse seja de longe o mais conhecido e mais desenvolvido, dois outros tipos de SOFCs tubulares são mostrados na figura a seguir. Vários outros modelos têm sido propostos, mas não perseveraram.



Three Types of Tubular SOFC: (a) Conduction around the Tube (e.g. Siemens Westinghouse and Toto (31)); (b) Conduction along the Tube (e.g. Acumentrics (32)); (c) Segmented in Series (e.g. Mitsubishi Heavy Industries, Rolls Royce (33, 34)).

Figura 16 - Três tipos de SOFC tubular

#### 2.8. Cenário Nacional:

No Brasil, desde o final da década de 1970 vem sendo realizadas algumas atividades na área que envolve células a combustível. Várias instituições, como a UFRJ (Universidade Federal do Rio de Janeiro); UFC (Universidade Federal do Ceará); o IPT (Instituto de Pesquisas Tecnológicas de São Paulo) e o grupo de Eletroquímica de São Carlos (USP), já se dedicaram de alguma forma a esse tipo de tecnologia.

Uma ação que merece destaque é a criação do Programa Brasileiro de Hidrogênio e Sistemas Células a Combustível (inicialmente denominado PROCAC) que foi elaborado em 2002 pelo MCT (Ministério de Ciência e Tecnologia) com a participação de universidades, centros de pesquisa e empresas brasileiras. Ele teve como objetivo promover ações integradas e cooperadas de forma a viabilizar o desenvolvimento nacional da tecnologia de hidrogênio e de sistemas célula a combustível. Dentre os vários desafios identificados, além do desenvolvimento da tecnologia das células, estão: a produção, o armazenamento e a distribuição do hidrogênio; a capacitação de RH (Recursos Humanos); a regulação no que se refere à segurança e a padronização e a necessidade de parcerias entre instituições do governo, setor industrial, setor de serviços, ONGs, entre outras.

Em 2005, o PROCAC passou a ter nova denominação, passando a se chamar Programa de Ciência, Tecnologia e Inovação para a Economia do Hidrogênio, com a sigla PROH2.

O programa foi estruturado por meio da formação de redes de pesquisa e desenvolvimento abrangendo todo o território nacional. Nesse sentido, o programa

quis garantir o uso mais racional dos recursos investidos e antecipar o alcance dos objetivos.

Dentre as várias premissas do PROH2, podem-se destacar as seguintes:

- i. Desenvolver ações integradas e cooperadas, que viabilizem a criação de uma tecnologia nacional em sistemas energéticos baseados em células a combustível, visando produção de energia elétrica de maneira mais limpa e eficiente;
- ii. Criar as condições para o estabelecimento de uma indústria nacional para a produção de sistemas energéticos baseados em células a combustível;
- iii. Incentivar a instalação de sistemas energéticos baseados em células a combustível;
- iv. Estabelecer condições para que as instituições participantes colaborem ativamente entre si nos diversos aspectos envolvidos nas áreas de pesquisa, desenvolvimento e aplicação dessa tecnologia;
- v. Atuar com eficiência na transferência de tecnologia das universidades e centros de pesquisa para as empresas;
- vi. Instituir e aperfeiçoar a infraestrutura de pesquisa;
- vii. Formar e capacitar recursos humanos na área;
- viii. Estabelecer normas e padrões técnicos para certificação dos processos, tecnologias e produtos de interesse na área;
- ix. Financiar e utilizar o poder de compra do governo para viabilizar projetos de demonstração relacionados a essa tecnologia.

Os recursos destinados ao programa vem dos Fundos Setoriais (CTPetro; CTEnerg e Verde-Amarelo) e dispôs, numa primeira fase, de R\$ 7 milhões, disponíveis à pesquisa a partir de dezembro de 2006, gerenciados pela FINEP. O programa também contempla algumas ações isoladas de interesse, segundo a modalidade de encomenda, como, por exemplo, o projeto "Geração de Hidrogênio a partir de Reforma do Etanol", coordenado pelo Instituto Nacional de Tecnologia, INT, e tendo como co-executores o Instituto de Pesquisas Energéticas e Nucleares, IPEN, e o Centro de Pesquisas de Energia Elétrica da Eletrobrás, CEPEL, no valor de R\$ 5,8 milhões. Tal encomenda previa, além do desenvolvimento do processo de reforma, a construção de um módulo de célula do tipo PEM de 5kW de potência elétrica nominal, com tecnologia nacional.

Associado ao programa de desenvolvimento científico e tecnológico, pode-se citar também um projeto de apoio à infraestrutura de laboratórios dos componentes das redes, gerenciado pelo Instituto de Tecnologia para o Desenvolvimento, LACTEC, já finalizado, e bolsas de mestrado, doutorado e DTI, gerenciados pelo CNPq, específicas para a formação de recursos humanos do programa.

Por fim, na área de aplicação em eletrotração, dois projetos podem ser destacados no país, apesar de não pertencerem ao programa nacional PROH2:

- a) Denominado "Estratégia Ambiental para Energia: Ônibus com Célula a Combustível a Hidrogênio para o Brasil" com a previsão de construção e testes de 8 ônibus movidos a células a combustível (Tipo PEM da empresa Ballard) com hidrogênio produzido por eletrólise. A Petrobrás deve construir os postos de fornecimento de hidrogênio. Este projeto é conduzido pelo Global Environment Facility/PNUD da ONU (US\$ 12,5 milhões), pelo MME (R\$ 4 milhões) e gerenciado pela Empresa Metropolitana de Transportes Urbanos de São Paulo EMTU com a participação da USP-São Carlos e a AAE (Agência para Aplicação de Energia) da Secretaria de Energia do Estado de São Paulo.
- b) Projeto de um protótipo de ônibus urbano, com hidrogênio produzido por reforma de gás natural, coordenado pelo consórcio COPPE/LACTEC/Petrobras/ELEBRA. (LINARDI, 2008)

## 3. Capítulo 3 - Manual da Planilha em Excel

A Planilha TC/SOFC foi desenvolvida e validada a partir de publicação descrita no tópico 9.3.4 de U.S. DEPARTAMENT OF ENERGY, 2004. Além do ciclo original apresentado, foi feita uma modificação, adicionando um chiller para o aproveitamento do calor dos gases de exaustão.



Figura 17 – Ilustração com o ciclo original e o modificado

## 3.1. Descrição da Planilha

Na primeira aba existem cinco opções. Ciclo Original, Resultados Originais, Modificação do Ciclo, COE e Banco de Dados.

A opção Ciclo Original direciona para a aba SOFC e representa toda a modelagem do ciclo original, não possuindo qualquer opção de *INPUTS*.

Já a Resultados Originais corresponde a uma apresentação dos resultados da modelagem feita da aba Ciclo Original.

A Modificação do ciclo, por sua vez, representa a modelagem da modificação da cogeração proposta (ciclo original + chiller) e seus respectivos resultados consolidados.

Para o cálculo do custo de energia, há a aba COE (*Cost of Energy*) que calcula o custo de energia para o caso original e para ciclo alterado.

Na aba banco de dados estão os valores do custo do combustível. O usuário pode alterar ou atualizar valores de alíquotas e suas respectivas concessionárias.

Politécnica - COPPE UFRJ Politécnica - COPPE UFRJ Projeto Final - 2012/2	ersidade Federal Rio de Janeiro ola Politécnica
	NÃO POSSUI INPUTS
CICLO ORIGINAL	
RESULTADOS ORIGINAIS	
MODIFICAÇÃO DO CICLO	
COE	POSSUI INPUTS
BANCO DE DADOS	
Cristiano Alves Pinto Mosqueira Gomes	

Figura 18 – Aba inicial da Planilha

Na aba ciclo original há duas ítens: os dados fornecidos pela publicação e os dados dos equipamentos. Todas as células com dados da publicação são verdes. Dentre as verdes podemos destacar: os nós do ciclo com suas respectivas composições e propriedades; os parâmetros de operação e os parâmetros de desempenho.

Tabela 3 – Legenda utilizada na Planilha							
LEGENDA							
	INPUT						
	GERADO						
	PUBLICADO						

As equações utilizadas para a modelagem dos equipamentos (compressores e turbinas) são apresentadas no capítulo 4. Ao se clicar no botão mais ("+") da aba SOFC, é possível visualizar a modelagem e os cálculos para cada equipamento. Ao se clicar nesse "+", se expande ou comprime a modelagem. A Figura – 19 ilustra isso.



Figura 19 – Equipamentos modelados agrupados com o "+".

Logo abaixo, são apresentadas as características da SOFC de acordo com a referência (U.S. DEPARTAMENT OF ENERGY, 2004). São apresentados também os cálculos da potência da célula.

As considerações feitas para a célula são detalhadas no tópico 4.4.4 do presente trabalho. Os passos para se chegar na potência dos módulos de SOFC foram os seguintes calculos: quanto de hidrogênio reage eletroquimciamente; qual a corrente gerada e qual a potência final.

$U_f = \frac{1}{4\pi}$	$\frac{\dot{r}_{Elk}}{\dot{n}_{CH_{4,i}} + \dot{n}_{CO,i} + \dot{n}}$	$h_{H_{2,i}}$	how much H2 is reaction ( r' Elk	s used in the .)	electrochen	nical		78%
	HP	FC					LPFC	
	Uf =	7	8%			Uf =	78	%
	NÓS	NÓ 4 - HPFC	NÓ 11 - HPFC			NÓS	NÓ 6 - LPFC	NÓ 13 - LPFC
	TOTAL:	17,1 kmol/h	629,5 kmol/h		TOTAL:		13,8 kmol/h	653,1 kmol/h
	CH4	16,7 kmol/h	0,0 kmol/h			CH4	13,4 kmol/h	0,0 kmol/h
	CO2	0,1 kmol/h	0,0 kmol/h			CO2	0,1 kmol/h	17,6 kmol/h
	N2	0,2 kmol/h	486,0 kmol/h	Ν		N2	0,1 kmol/h	491,1 kmol/h
	CO	0,0 kmol/h	0,0 kmol/h		СО		0,0 kmol/h	0,0 kmol/h
	H2	0,0 kmol/h	0,0 kmol/h		H2		0,0 kmol/h	0,0 kmol/h
	02	0,0 kmol/h	130,9 kmol/h	_		02	0,0 kmol/h	98,0 kmol/h
	H2O	0,0 kmol/h	6,3 kmol/h	E		H2O	0,0 kmol/h	40,5 kmol/h
۸D	02	0,0 kmol/h	1,2 kmol/h		۸D	02	0,0 kmol/h	1,2 kmol/h
An	N2	0,0 kmol/h	4,5 kmol/h	T	AK	N2	0,0 kmol/h	4,6 kmol/h
	somatório	16,9 kmol/h	628,9 kmol/h		somatório		13,6 kmol/h	653,1 kmol/h
r°Elk	52,0 Kmol/h	14,43		r°Elk	55,2 kmol/h	15,33 r	nol/s	
HPFC							LPFC	
			I <sub>SOF</sub>	$c = \dot{n}_{H_2,c}$	2F			
F	9648	5,0 coulomb/mol		F 9f		964	6485,0 coulomb/mol	
I sofc 2785460,20 A				l sofc 2958303,43 A				

 $\dot{W}_{SOFC} = V_{SOFC}I_{SOFC}$ 

Eucl Coll	voltagem	voltagem UF DC Pov		ver	
ruei Cell			3,22 M	N	Publicado
HPFC DC POWER	0,63 V	78%	1,75 MW	2 50 M/M	Modolado
LPFC DC POWER	0,62 V	78%	1,83 MW	3,33 10100	IVIOUETAUO
				10%	Erro percentual

Figura 20 - Cálculos relacionados aos módulos de SOFC

A Figura 21 mostra um resumo dos resultados para o ciclo analisado. Há também um botão que direciona para a aba Resultados permitindo uma melhor apresentação dos resultados encontrados.



Figura 21 – Resumo dos Resultados Modelados do ciclo original

## 3.2. Ciclo de Cogeração com chiller de absorção

Conforme já mencionado foi feita uma modificação no ciclo com a inclusão de um chiller de absorção. No menu principal, há o botão Modificação do ciclo. Ele direciona para a aba Extra Chiller em que é feita é apresentado os cálculos referentes a modifição.

Além da apresentação dos requisitos do chiller selecionado, há a modelagem dos gases de exaustão, agrupadas pelo "+" como indicado pela Figura 22 abaixo. Ao se expandir com esse botão, há cálculo realizado para a obtenção da temperatura de saída dos gases de exaustão. Não há qualquer *INPUT* nessa aba.



Figura 22 - Modelagem agrupada dos gases de exaustão

## 3.3. Cálculo do Custo de Energia (COE)

A tabela 4 abaixo apresenta os dados utilizados para o cálculo do custo de energia (COE - Cost of Energy). Todos os resultados são inseridos pelo usuário com excessão da tarifa, da taxa de funcionamento e da energia gerada que são dados gerados (para o caso da taxa de funcionamento) ou contidos e alteráveis no banco de dados.

Tabela 4 – INPUTS variáveis para cálculo do COE						
INPUTS						
TAXA DE JUROS	7,25%		cotação do dia 8/03/2013			
COTAÇÃO DO DÓLAR	1,947 R\$/US\$					
HORAS POR DIA	17 horas		dois dias/mês para			
DIAS POR MÊS	28 dias		manutenção			
TAXA DE FUNCIONAMENTO	66%					
COMBUSTÍVEL UTILIZADO	Gás Natural - CEG-RIO	4	escolha do gás natural			
TARIFA (R\$/m³)	1,30450 R\$/m³		com sua respectiva tarifa			
PERÍODO EM ANOS (INVESTIN	20 anos		·			
Sistema Escolhido	ciclo original	<b></b> -	escolha do ciclo.			
Egerada	4450,0 kW					
Tarifa da Light	0,3142 R\$/kWh					

Além desses *INPUTS* apresentados, há o custo com equipamentos e com operação e manutenção. Esses foram fixados com parâmetros que serão abordados nos capítulos 4.6 e 5.6.

Por fim, deve-se destacar que as considerações feitas para o preenchimento das células se encontram na planilha na forma de comentário.

#### 4. Capítulo 4 – Descrição do Ciclo Estudado

O ciclo estudado é baseado em ciclo híbrido referenciado no tópico 9.3.4 do livro **Fuel Cell HandBook** – sétima edição (U.S. DEPARTAMENT OF ENERGY, 2004). A referida publicação feita pela Siemens Westinghouse apresenta a descrição do ciclo e alguns valores de desempenho.



## CICLO ORIGINAL

Figura 23 - Esquema do ciclo em estudo. TSOFC de 4,5MW

O sistema é um ciclo híbrido de potência TSOFC (*Turbine+SOFC, Solid Oxide Fuel Cell*) em cascata, representando um ciclo em que a exaustão da célula a combustível de óxido sólido a alta pressão (HPFC – *high pressure fuel cell*) é utilizada como alimentação da célula a combustível de óxido sólido a baixa pressão (LPFC - *low pressure fuel cell*). Além dessas duas células, existem basicamente dois compressores acoplados a uma turbina e uma segunda turbina com finalidade exclusiva de gerar potência elétrica.

Vale também destacar que o combustível é o gás natural. Além disso, tal combustível possui traços de enxofre que devem ser reduzidos a 1 ppmv, a fim de se preservar a performance e a vida útil da célula. Isso é feito entre os nós 3 - 4 e 5 - 6.

Conforme explicitado no capítulo 2.6 do presente trabalho, o processo de reforma é endotérmico, sendo o calor requerido para o processo de reforma suprido pela própria célula.
Tabela 5 - Parâmetros de Operação da SOFC						
Parâmetros de Operação	HP FC	LP FC				
Volts por Célula (V)	0,63*	0,62*				
Densidade de Corrente (mA/cm2)	NA	NA				
Temp. de Operação da Célula (°C)	1000*	1000*				
Pressão de Saída da Célula (atm)	8,4*	2,9*				
Fator de Utilização de Comb. da CC (%)	78,0*	78,0*				
Eficiência de Inversão de CC para CA (%)	96	5,0				
Carga Auxiliar (% do brudo) 1,0*						
Nota: * Assumido por Parsons de acordo com a referida						
publicação.						

Vazão Vazão N° CO<sub>2</sub> Σ Temp. Ar CH4 H20 N2 **O**2 Total Mássica Molar do Desc. Pres. % nó. [°C] kg/h kgmol/h % % % % % % % 896,7 1 Fuel feed 15 508 30,9 97,4 0,4 0,9 10098,7 \_ -kPa Pressurized 965,6 2 98,7 21 508 30,9 97,4 0,4 0,9 100---Fuel kPa Heated HP 954,5 3 97,4 399 508 30,9 -0,4 -0,9 -100 98,7 Fuel kPa Cleaned HP 944,3 4 399 281 17,1 \_ 97,4 0,4 -0,9 -100 98,7 Fuel kPa Heated LP 954,5 5 399 227 13,8 97,4 0,4 0,9 100 98,7 ---Fuel kPa Cleaned LP 317,1 227 13,8 97,4 0,4 98,7 6 399 --0,9 -100 Fuel kPa 100,3 7 Air Feed 15 18.536 642,3 0,9 77,2 20,8 100 99,9 trace 1 \_ kPa Compressed 300,9 8 135 99,9 18.536 642,3 0,9 77,2 20,8 100 -1 trace Āir kPa Intercooled 272,6 9 27 18.351 635,9 0,9 trace 1 77,2 20,8 100 99,9 Air kPa 891,7 10 HP Air 160 18.351 635,9 0,9 trace 1 77,2 20,8 100 99,9 kPa 877,5 11 Heated Air 555 18.167 629,5 0,9 1 77,2 20,8 100 99,9 trace kPa HP FC 850,1 12 860 18.448 646,5 0,9 2,7 6,2 75,2 15 100 100,0 \_ Exhaust kPa HPT 315,1 13 642 18.631 653,1 0,9 2,7 6,2 75,2 15 100 100,0 \_ Exhaust kPa LP FC 286,7 14 874 18.859 0,9 4,7 10,2 73,7 10,6 100 100,1 667 kPa Exhaust LPT 102,3 15 649 18.859 667 0,9 4,7 10,2 73,7 10,6 100100,1 kPa Exhaust Cycle 101,3 16 258 19.044 673,4 0,9 4,6 10,1 73,7 10,7 100 100,0 -Exhaust kPa

Tabela 6 – Dados do ciclo estudado

Tabela 7 – Características do ciclo estudado				
Parâmetros	Valor			
Calor Fornecido (MW)	6,68			
Potência Bruta da CaC (M	IW)			
Potência CC da CaC	3,22			
Perdas de Inversão	-0,13			
Potência CA da CaC	3,09			
Potência Bruta Total CA (N	MW)			
Potência CA da CaC	3,09			
Potência da Turbina	1,4			
Potência CA bruta	4,49			
Potência Auxiliar	0,04			
Potência da rede	4,45			
Eficiência Elétrica (% PCI)	66,6			

Tabela 7 – Características do ciclo estudado

Observação: CaC = Célula a Combustível, CA = Corrente Alternada, CC = Corrente Contínua e PCI = Poder Calorífico Inferior.

### 4.1. Modelagem do Conjunto Turbina 1 e Compressores 1 e 2

## 4.1.1. Modelagem do Compressor 1

Os dados dos nós 7 e 8 da tabela apresentada na publicação se mostram em acordo com a equação da continuidade (VAN WYLEN et al., 2009) explicitada a seguir:

$$\sum \dot{m}_{e\,i} = \sum \dot{m}_{s\,i} \tag{eq.1}$$

Por outro lado, observa-se uma discrepância no que se refere ao somatório das vazões mássicas, pois calculando individualmente a vazão mássica através da vazão molar de cada componente e aplicando um somatório ao final, chega-se a um valor diferente do referenciado como valor total da vazão mássica. Tais erros podem ter diversas origens dentre as quais podemos destacar os erros de medição atrelados aos arredondamentos e imprecisões.

Sabe –se que para a mistura (JONES et al., 2006):

$$PV = nRT$$
 [eq.2]

Para um componente:

$$PV_i = n_i RT$$
[eq.3]

Considerando:

$$\sum_{i=1}^{J} V_i = V$$
 [eq.4]

Dividindo o componente pela mistura chegamos a:

$$\frac{V_i}{V} = \frac{n_i}{n} = y_i$$
 [eq.5]

Em [eq.5]  $y_i$  correspondente às respectivas frações molares.

$$\sum \dot{n}_i * M_i = \sum \dot{y}_i * \dot{n}_{total} * M_i = \sum \dot{m}_i = \dot{m}_{total}$$
[eq.6]

Será adotado no presente trabalho o valor originado do somatório das vazões mássicas calculadas conforme expressão acima. Segue abaixo o resultado de tais cálculos realizados pela Planilha do Excel elaborada.

COMPRESSOR 1						
	τοται	vazão molar	vazão mássica			
	IOTAL		18536,0 kg/h			
CH4	16,04 kg/kmol	0,0 kmol/h	0,0 kg/h			
CO2	44,01 kg/kmol	0,0 kmol/h	0,0 kg/h			
N2	28,01 kg/kmol	495,9 kmol/h	13890,4 kg/h			
H2O	18,02 kg/kmol	6,4 kmol/h	115,7 kg/h			
02	32,00 kg/kmol	133,6 kmol/h	4275,0 kg/h			
AR	28,97 kg/kmol	5,8 kmol/h	167,5 kg/h			
	somatório	641,7 kmol/h	18448,6 kg/h			

Tabela 8 – Dados de	Vazão	gerados para	o compressor 1

Após isso, a fim de encontrar-se a entalpia de cada componente, utilizou-se, admitindo que haja um comportamento como gases ideais, que cada processo ocorra em regime permanente e que as variações de energia cinética e potencial nos processos sejam desprezíveis, a fórmula para cálculo do calor específico a pressão constante,  $C_{p0}$ , como descrita a seguir (VAN WYLEN et al., 2009).

$$C_{p0} = C_0 + C_1 \theta + C_2 \theta^2 + C_3 \theta^3$$
 [eq.7]

Em [eq.7]  $C_0$ ,  $C_1$ ,  $C_2$  e  $C_3$  são constantes encontradas na Tabela A.6 do livro **Fundamentos da Termodinâmica** (VAN WYLEN et al., 2009) e  $\theta = \frac{T(K)}{1000}$ .

Deve-se destacar que essas constantes só se mostram válidas para certa faixa de temperatura, o que foi respeitado.

_	Limite Inferior	Limite Superior
CH4	-23,2 °C	926,9 °C
CO2	-23,2 °C	926,9 °C
N2	-23,2 °C	926,9 °C
H2O	-223,2 °C	926,9 °C
02	-23,2 °C	926,9 °C
AR	-223,2 °C	926,9 °C

Tabela 9 – Limites de Temperatura para Aplicação da fórmula [7]

Concluído isso, a fim de chegarmos ao calor específico médio à pressão constante, utilizou-se a expressão abaixo:

$$C_{p0m} = \frac{1}{\dot{m}} \sum C_{p0\,i} * \dot{m}_i$$
 [eq.8]

Em [eq.8]  $C_{p0m}$  corresponde ao calor específico médio dos componentes da mistura em questão.

17	P7	θ	c0	c1	c2	c3	СрО
		31 kPa 0,288	1,200 kJ/kg K	3,250 kJ/kg K	0,750 kJ/kg K	-0,710 kJ/kg K	2,181 kJ/kg K
			0,450 kJ/kg K	1,670 kJ/kg K	-1,270 kJ/kg K	0,390 kJ/kg K	0,450 kJ/kg K
15.00	45.00 400.04 10		1,110 kJ/kg K	-0,480 kJ/kg K	0,960 kJ/kg K	-0,420 kJ/kg K	1,110 kJ/kg K
15 °C	100,31 KPd		1,790 kJ/kg K	0,107 kJ/kg K	0,586 kJ/kg K	-0,200 kJ/kg K	1,790 kJ/kg K
			0,880 kJ/kg K	0,000 kJ/kg K	0,540 kJ/kg K	-0,330 kJ/kg K	0,880 kJ/kg K
			1,050 kJ/kg K	-0,365 kJ/kg K	0,850 kJ/kg K	-0,390 kJ/kg K	1,050 kJ/kg K
						Cp0m7	1,060 kJ/kg K
						h7	305,561 kJ/kg
						T7	288,15 K

Tabela 10 – Cálculo de Entalpia no nó 7 através do uso da fórmula do Cp0

т8	P8	θ	c0	c1	c2	c3	Cp0
			1,200 kJ/kg K	3,250 kJ/kg K	0,750 kJ/kg K	-0,710 kJ/kg K	2,603 kJ/kg K
			0,450 kJ/kg K	1,670 kJ/kg K	-1,270 kJ/kg K	0,390 kJ/kg K	0,450 kJ/kg K
125.00	300,94 kPa	0,408	1,110 kJ/kg K	-0,480 kJ/kg K	0,960 kJ/kg K	-0,420 kJ/kg K	1,110 kJ/kg K
135 °C			1,790 kJ/kg K	0,107 kJ/kg K	0,586 kJ/kg K	-0,200 kJ/kg K	1,790 kJ/kg K
			0,880 kJ/kg K	0,000 kJ/kg K	0,540 kJ/kg K	-0,330 kJ/kg K	0,880 kJ/kg K
			1,050 kJ/kg K	-0,365 kJ/kg K	0,850 kJ/kg K	-0,390 kJ/kg K	1,050 kJ/kg K
						Cp0m8	1,060 kJ/kg K
						h8	432,812 kJ/kg
						T8	408,15 K

Tabela 11 - Cálculo de Entalpia no nó 8 através do uso da fórmula do Cp0

Sabendo que  $h = C_{p0m} * T$ , chegamos a expressão abaixo:

$$\dot{W}_{C1} = \frac{\dot{W}_{C1\,s}}{\eta_{c1}} = \dot{m}_{total} C_{p0m} (T_e - T_s) = \dot{m}_{total} \Delta h_{e-s}$$
[eq.9]

Encontra-se então o seguinte resultado:

$$\dot{W}_{C1} = \frac{\dot{W}_{C1s}}{\eta_{c1}} = \dot{m}_{total(7-8)}C_{p0m}(T_7 - T_8) = \dot{m}_{total(7-8)}\Delta h_{7-8} = -652,11 \, kW$$

Na expressão acima  $\dot{m}_{total(7-8)}$  representa a vazão mássica total nos nós 7 e 8.

# 4.1.2. Modelagem do Compressor 2

A modelagem do compressor 2 foi feita sobre as mesmas condições e utilizando o mesmo método já descrito acima.

Segue a vazão mássica total entre os nós 9 e 10.

Tabela 12 - Dados de Vazão gerados para o compressor 2							
	COMPRESSOR 2						
	τοται	vazão molar	vazão mássica				
	IUIAL	635,9 kmol/h	18536,0 kg/h				
CH4	16,04 kg/kmol	0,0 kmol/h	0,0 kg/h				
CO2	44,01 kg/kmol	0,0 kmol/h	0,0 kg/h				
N2	28,01 kg/kmol	490,9 kmol/h	13752,0 kg/h				
H2O	18,02 kg/kmol	6,4 kmol/h	114,6 kg/h				
02	32,00 kg/kmol	132,3 kmol/h	4232,4 kg/h				
AR	28,97 kg/kmol	5,7 kmol/h	165,8 kg/h				
	somatório	635,3 kmol/h	18264,8 kg/h				

Calculando as entalpias nesses nós, chega-se a:

Т9	Р9	θ	c0	c1	c2	c3	Cp0
		kPa 0,300	1,200 kJ/kg K	3,250 kJ/kg K	0,750 kJ/kg K	-0,710 kJ/kg K	2,223 kJ/kg K
			0,450 kJ/kg K	1,670 kJ/kg K	-1,270 kJ/kg K	0,390 kJ/kg K	0,450 kJ/kg K
27.00	272 E6 kDa		1,110 kJ/kg K	-0,480 kJ/kg K	0,960 kJ/kg K	-0,420 kJ/kg K	1,110 kJ/kg K
27 ±C	272,50 KPd		1,790 kJ/kg K	0,107 kJ/kg K	0,586 kJ/kg K	-0,200 kJ/kg K	1,790 kJ/kg K
			0,880 kJ/kg K	0,000 kJ/kg K	0,540 kJ/kg K	-0,330 kJ/kg K	0,880 kJ/kg K
			1,050 kJ/kg K	-0,365 kJ/kg K	0,850 kJ/kg K	-0,390 kJ/kg K	1,050 kJ/kg K
						Cp0m9	1,060 kJ/kg K
						h9	318,286 kJ/kg
						Т9	300,15 K

Tabela 13 - Cálculo de Entalpia no nó 9 através do uso da fórmula do Cp0

Tabela 14 - Cálculo de Entalpia no nó 10 através do uso da fórmula do Cp0

T10	P10	θ	cO	c1	c2	c3	СрО
			1,200 kJ/kg K	3,250 kJ/kg K	0,750 kJ/kg K	-0,710 kJ/kg K	2,690 kJ/kg K
			0,450 kJ/kg K	1,670 kJ/kg K	-1,270 kJ/kg K	0,390 kJ/kg K	0,450 kJ/kg K
160.00	891,66 kPa	0,433	1,110 kJ/kg K	-0,480 kJ/kg K	0,960 kJ/kg K	-0,420 kJ/kg K	1,110 kJ/kg K
100 =C			1,790 kJ/kg K	0,107 kJ/kg K	0,586 kJ/kg K	-0,200 kJ/kg K	1,790 kJ/kg K
			0,880 kJ/kg K	0,000 kJ/kg K	0,540 kJ/kg K	-0,330 kJ/kg K	0,880 kJ/kg K
			1,050 kJ/kg K	-0,365 kJ/kg K	0,850 kJ/kg K	-0,390 kJ/kg K	1,050 kJ/kg K
						Cp0m10	1,060 kJ/kg K
						h10	459,322 kJ/kg
						T10	433,15 K

Calculando a Potência consumida, através da fórmula [eq.9] chega-se a:

$$\dot{W}_{C2} = \frac{W_{C2s}}{\eta_{c2}} = \dot{m}_{total(9-10)}C_{p0m}(T_9 - T_{10}) = \dot{m}_{total(9-10)}\Delta h_{9-10} = -715,55 \, kW$$

#### 4.1.3. Modelagem da Turbina 1

Os dados dos nós 13 e 12 da tabela apresentada na publicação possuem incoerências, pois não satisfazem a equação da continuidade já explicitada em [eq.1]:

$$\sum \dot{m}_{e\,i} = \sum \dot{m}_{s\,i} \tag{eq.1}$$

Além disso, observa-se outra incoerência no que se refere ao somatório das vazões mássicas tanto de entrada quanto de saída, pois calculando individualmente a vazão mássica através da vazão molar de cada componente e aplicando um somatório ao final [6], chega-se a um valor diferente do referenciado como valor total da vazão mássica. Tais erros podem ter diversas origens dentre as quais podemos destacar os erros de medição atrelados aos arredondamentos.

$$\sum \dot{n}_i * M_i = \sum \dot{y}_i * \dot{n}_{total} * M_i = \sum \dot{m}_i = \dot{m}_{total}$$
[eq.6]

A fim de minimizar tais erros, foi feita uma média entre a vazão molar total de entrada e a vazão molar total de saída. Feito isso, multiplicou-se essa vazão molar total média pelas respectivas frações molares dos componentes e massa molar, chegando-se então a vazão mássica média de cada componente. Aplicando um somatório, chegamos à vazão mássica total média.

$$\dot{m}_{total(13-12)m} = \sum \dot{n}_{i\,m} * M_i = \sum y_i * \left(\frac{\dot{n}_{total\,13} + \dot{n}_{total\,12}}{2}\right) * M_i \qquad [eq.10]$$

Em [eq.10]  $y_i$  correspondente às respectivas frações molares que na tabela são iguais tanto na entrada (nó 12) quanto na saída (nó 13).

	Tabela 15 - Dados de Vazão gerados para a Turbina 1						
	TURBI	NA 1					
	τοται	vazão molecular	vazão mássica				
	IUIAL	649,8 kmol/h	18539,5 kg/h				
CH4	16,04 kg/kmol	0,0 kmol/h	0,0 kg/h				
CO2	44,01 kg/kmol	17,5 kmol/h	772,1 kg/h				
N2	28,01 kg/kmol	488,6 kmol/h	13688,5 kg/h				
H2O	18,02 kg/kmol	40,3 kmol/h	725,8 kg/h				
02	32,00 kg/kmol	97,5 kmol/h	3118,9 kg/h				
AR	28,97 kg/kmol	5,8 kmol/h	169,4 kg/h				
	somatório	649,8 kmol/h	18474,8 kg/h				

Fazendo os cálculos, chegamos a:

Após isso, a fim de encontrar a entalpia de entrada e de saída, são realizados os cálculos já explicitados anteriormente, obtendo o seguinte resultado:

Tabela 10 - Calculo de Entarpla no no 12 atraves do uso da formula do Cpo								
T12	P12	θ	cO	c1	c2	c3	Cp0	
		-040 LD- 4400	1,200 kJ/kg K	3,250 kJ/kg K	0,750 kJ/kg K	-0,710 kJ/kg K	4,812 kJ/kg K	
			0,450 kJ/kg K	1,670 kJ/kg K	-1,270 kJ/kg K	0,390 kJ/kg K	0,450 kJ/kg K	
	850,12 kPa		1,110 kJ/kg K	-0,480 kJ/kg K	0,960 kJ/kg K	-0,420 kJ/kg K	1,110 kJ/kg K	
860 ºC		850,12 KPd	1,133	1,790 kJ/kg K	0,107 kJ/kg K	0,586 kJ/kg K	-0,200 kJ/kg K	1,790 kJ/kg K
			0,880 kJ/kg K	0,000 kJ/kg K	0,540 kJ/kg K	-0,330 kJ/kg K	0,880 kJ/kg K	
			1,050 kJ/kg K	-0,365 kJ/kg K	0,850 kJ/kg K	-0,390 kJ/kg K	1,050 kJ/kg K	
						Cp0m12	1,070 kJ/kg K	
						h12	1212,188 kJ/kg	
						T12	1133,15 K	

Tabela 16 - Cálculo de Entalpia no nó 12 através do uso da fórmula do Cp0

T13	P13	θ	cO	c1	c2	c3	СрО
			1,200 kJ/kg K	3,250 kJ/kg K	0,750 kJ/kg K	-0,710 kJ/kg K	4,258 kJ/kg K
		0,915	0,450 kJ/kg K	1,670 kJ/kg K	-1,270 kJ/kg K	0,390 kJ/kg K	0,450 kJ/kg K
642.90	642 ≌C 315,12 kPa		1,110 kJ/kg K	-0,480 kJ/kg K	0,960 kJ/kg K	-0,420 kJ/kg K	1,110 kJ/kg K
042 =C			1,790 kJ/kg K	0,107 kJ/kg K	0,586 kJ/kg K	-0,200 kJ/kg K	1,790 kJ/kg K
			0,880 kJ/kg K	0,000 kJ/kg K	0,540 kJ/kg K	-0,330 kJ/kg K	0,880 kJ/kg K
			1,050 kJ/kg K	-0,365 kJ/kg K	0,850 kJ/kg K	-0,390 kJ/kg K	1,050 kJ/kg K
						Cp0m13	1,070 kJ/kg K
						h13	978,982 kJ/kg
						T13	915,15 K

Tabela 17 - Cálculo de Entalpia no nó 13 através do uso da fórmula do Cp0

Por fim, tendo as entalpias e as vazões mássicas, chegamos a Potência da Turbina.

$$\dot{W}_{T1} = \dot{W}_{T1s} \eta_{T1} = \dot{m}_{total \, m} * C_{p0m} (T_e - T_s) = \dot{m}_{total \, m} * \Delta h_{e-s}$$
[eq.11]

Aplicando [eq.11], chega-se a:

$$\dot{W}_{T1} = \frac{W_{T1s}}{\eta_{T1}} = \dot{m}_{total(13-12)m} * C_{p0m}(T_{12} - T_{13}) = \dot{m}_{total(13-12)m} * \Delta h_{12-13}$$

Na expressão acima  $\dot{m}_{total(13-12)m}$  representa a vazão mássica média total nos nós 12 e 13.

Por fim, a Potência da Turbina 1 é:

$$\dot{W}_{T1} = 1.196,79 \ kW$$

.

Sabe-se que a fórmula do trabalho líquido (VAN WYLEN et al., 2009) é:

$$\dot{W}_{liq} = \dot{W}_T + \dot{W}_C \qquad [eq.12]$$

Usando [eq.12], chega-se a:

$$\dot{W}_{liq} = \dot{W}_T + \dot{W}_C = 1.196,79 \, kW - 715,55 \, kW - 652,11 \, kW = -170,88 \, kW$$

Tal resultado, por ser negativo, indica que a Turbina não fornece energia suficiente para suprir as potências calculadas para os dois compressores.

Não há qualquer menção sobre as especificações dos dois compressores ou sobre o trabalho líquido, mas foi informado que a Turbina 1 é a mesma que a Turbina 2, uma Heron Turbine proposta com potência aproximada de 1,4 MW.

Aplicando isso, torna-se viável o funcionamento dos compressores, usando uma potência da turbina aproximada por 1,4MW, uma vez que o trabalho líquido seria:

$$\dot{W}_{liq} = \dot{W}_{Tespecificado} - \dot{W}_{C}$$
$$\dot{W}_{liq} = 1.400,00 \ kW - 715,55 \ kW - 652,11 \ kW = 32,33 \ kW$$

Comparando então essa Potência da Turbina 1 calculada com a Potência especificada aproximada pode-se encontrar a discrepância :

$$D_i = P_{T 1} - \overline{P_T}$$
 [eq.13]

Chega-se ao seguinte valor:

 $D_i = P_{T 1} - \overline{P_T} = 1.196,79 \, KW - 1.400,00 \, KW = -203,21 \, kW$ 

Calculando o erro percentual chegamos a:

$$Erro\% = \frac{-203,21 \, kW}{1.400,00 \, KW} \cong -14,52\%$$

Concluímos, portanto, que a modelagem se mostra satisfatória uma vez que a fonte de erro parece vir majoritariamente da Turbina 1, a mesma em que destacamos algumas incoerências nos dados como o não respeito a equação da continuidade demonstrada [eq.1].

## 4.2. Modelagem da Turbina 2

O método adotado para os cálculos na Turbina 2 são os mesmos adotados nos compressores. Segue a tabela com as vazões mássicas e molares dos componentes.

	Tabela 18 - Dados de Vazao gerados para a Turbina 2				
	TURBINA 2				
	τοται	vazão molar	vazão mássica		
	IUIAL	667,0 kmol/h	18536,0 kg/h		
CH4	16,04 kg/kmol	0,0 kmol/h	0,0 kg/h		
CO2	44,01 kg/kmol	31,3 kmol/h	1379,7 kg/h		
N2	28,01 kg/kmol	491,6 kmol/h	13770,6 kg/h		
H2O	18,02 kg/kmol	68,0 kmol/h	1225,6 kg/h		
02	32,00 kg/kmol	70,7 kmol/h	2262,4 kg/h		
AR	28,97 kg/kmol	6,0 kmol/h	173,9 kg/h		
	somatório	667,7 kmol/h	18812,2 kg/h		

Tabela 18 - Dados de Vazão gerados para a Turbina 2

A seguir são realizados os cálculos para a obtenção das entalpias de entrada e saída:

T14	P14	θ	cO	c1	c2	c3	СрО
			1,200 kJ/kg K	3,250 kJ/kg K	0,750 kJ/kg K	-0,710 kJ/kg K	4,843 kJ/kg K
			0,450 kJ/kg K	1,670 kJ/kg K	-1,270 kJ/kg K	0,390 kJ/kg K	0,450 kJ/kg K
07/ 0C	206 7E kDa	1 1 / 7	1,110 kJ/kg K	-0,480 kJ/kg K	0,960 kJ/kg K	-0,420 kJ/kg K	1,110 kJ/kg K
074 <b>=</b> C	200,75 KPd	1,147	1,790 kJ/kg K	0,107 kJ/kg K	0,586 kJ/kg K	-0,200 kJ/kg K	1,790 kJ/kg K
			0,880 kJ/kg K	0,000 kJ/kg K	0,540 kJ/kg K	-0,330 kJ/kg K	0,880 kJ/kg K
			1,050 kJ/kg K	-0,365 kJ/kg K	0,850 kJ/kg K	-0,390 kJ/kg K	1,050 kJ/kg K
						Cp0m14	1,078 kJ/kg K
						h14	1236,265 kJ/kg
						T14	1147,15 K

Tabela 19 - Cálculo de Entalpia no nó 14 através do uso da fórmula do Cp0

Tabela 20 - Cálculo de Entalpia no nó 15 através do uso da fórmula do Cp0

T15	P15	θ	c0	c1	c2	c3	СрО
			1,200 kJ/kg K	3,250 kJ/kg K	0,750 kJ/kg K	-0,710 kJ/kg K	4,278 kJ/kg K
		kPa 0,922	0,450 kJ/kg K	1,670 kJ/kg K	-1,270 kJ/kg K	0,390 kJ/kg K	0,450 kJ/kg K
640.00	649 ≌C 102,34 kPa		1,110 kJ/kg K	-0,480 kJ/kg K	0,960 kJ/kg K	-0,420 kJ/kg K	1,110 kJ/kg K
049 =℃			1,790 kJ/kg K	0,107 kJ/kg K	0,586 kJ/kg K	-0,200 kJ/kg K	1,790 kJ/kg K
			0,880 kJ/kg K	0,000 kJ/kg K	0,540 kJ/kg K	-0,330 kJ/kg K	0,880 kJ/kg K
			1,050 kJ/kg K	-0,365 kJ/kg K	0,850 kJ/kg K	-0,390 kJ/kg K	1,050 kJ/kg K
						Cp0m15	1,078 kJ/kg K
						h15	993,786 kJ/kg
						T15	922,15 K

Com isso, pode-se calcular a potência da Turbina 2 utilizando forma já citada acima [eq.11]:

 $\dot{W}_{T2} = \dot{m}_{(15-14)} * C_{p0m}(T_{15} - T_{14}) = \dot{m}_{total \ m(14-15)} \Delta h_{14-15}$ 

 $\dot{W}_{T2} = 1.267, 10 \ kW$ 

Considerando que a Turbina especificada tem uma potência aproximada de 1400kW, chega-se a um desvio [eq.13] de:

 $D_i = P_{T\,i} - \overline{P_T} = 1.267,10 \ kW - 1.400,00 \ kW = -132,90 \ kW$ 

O erro percentual por consequência fica em:

$$Erro\% = \frac{-132,90 \, kW}{1.400,00 \, kW} \cong -9,49\%$$

### 4.3. Cálculo do Calor Fornecido

Para calcular o Calor Fornecido utilizou-se o Poder Calorífico Inferior (PCI) do combustível, no caso, o metano multiplicado pela sua vazão mássica de entrada indicada no nó 1 do ciclo.

$$Calor fornecido_{PC} = PC_{combustivel} * \dot{m}_{combustivel}$$
[eq.14]

Em [eq.14] PC representa o poder calorífico do combustível.

Calor fornecido<sub>PCI</sub> = 
$$PCI_{CH4} * \dot{m}_{CH4} = \left(50.000 \frac{kJ}{kg}\right) * \left(0.13 \frac{kg}{s}\right) = 6.70 MW$$

Esse valor se mostra satisfatório se comparado com o valor indicado no trabalho que é 6,68 MW.

Isso nos dá um erro relativo de:

$$Erro\% = \frac{0.02}{6.68} \cong 0.29\%$$

Já, calculando o Calor fornecido através do Poder Calorífico Superior (PCS) do metano, chega-se a:

Calor fornecido<sub>PCS</sub> = 
$$PCS_{CH4} * \dot{m}_{CH4} = \left(55.500 \frac{kJ}{kg}\right) * \left(0.13 \frac{kg}{s}\right) = 7.44 MW$$

#### 4.4. Módulos de SOFC

#### 4.4.1. Modelo Eletroquímico da SOFC

A fim de encontrarmos a ligação entre o potencial da célula e a energia livre de reação, é preciso recordar que a energia livre de reação é o trabalho máximo sem expansão que uma reação pode realizar em pressão e temperatura constantes.

$$\Delta G_r = \omega_e \tag{eq.15}$$

O trabalho máximo teórico que é possível extrair da reação química é igual à variação molar da energia livre de reação que é dada pela equação de Gibbs-Helmholtz explicitada a seguir [eq.16]. Esta expressão traduz a quantidade de energia disponível sob a forma de trabalho que a reação pode desencadear, desprezando variações de pressão/volume.

$$\Delta G = \Delta H - T \Delta S$$
 [eq.16]

O trabalho realizado quando uma quantidade n de elétrons (em mols) atravessa uma diferença de potencial E é sua carga vezes a diferença de potencial. A carga de um elétron é –e. A carga por mol de elétrons –  $nN_A$ , logo a carga total é –  $neN_A$ . O trabalho realizado é, portanto,  $\omega_e = -neN_AE$  [eq.17].

A constante de Faraday, F, é a magnitude da carga por mol de elétrons (o produto da carga elementar *e* pela constante de Avogrado  $N_A$ ):

$$F = eN_A$$
[eq.18]

$$F = (1,602x10^{-19}C)[6,0221x10^{23}(mol.e^{-})^{-1}] = 9,6485x10^{4} C(mol.e^{-})^{-1}$$

Chegamos, assim, a seguinte expressão:  $\omega_e = -nFE$  [19].

Com isso, quando F é combinada com a equação termodinâmica, obtém-se a seguinte expressão:  $\Delta G_r = -nFE$  [eq.20].

Através dessa expressão, pode-se perceber que se o potencial da célula é positivo, a energia livre de reação é negativa, e a reação da célula tem a tendência espontânea de formar produtos. Já se o potencial da célula é negativo, a reação inversa da célula tem tendência espontânea, e a reação da célula tem a tendência espontânea de formar reagentes.

Além disso, é considerada a equação [eq.20] para a energia livre padrão da reação,  $\Delta G_r^{\circ}$ , que pode ser representada por  $\Delta G_r^{\circ} = -nFE^{\circ}$  [eq.21]. Nesta expressão,  $E^{\circ}$  é a fem padrão da célula, a fem medida quando todas as espécies participantes estão em seu estado padrão, ou seja, todos os gases estão a 1bar e os íons em 1mol.  $L^{-1}$ .

O valor de  $\Delta G_r^{\circ}$  depende dos coeficientes estequiométricos da reação. Logo, ao multiplicar todos os coeficientes por 2, dobra-se o valor de  $\Delta G_r^{\circ}$ . No entanto, multiplicar os coeficientes por 2 dobra, ao mesmo tempo, o valor de n e  $E^{\circ} = \Delta G_r^{\circ}/nF$ não se altera, ou seja, embora a energia livre da reação mude quando a equação química é multiplicada por um fator qualquer,  $E^{\circ}$  não se altera. Com isso, há como consequência prática o fato da fem produzida ser independente do tamanho da célula.

A fim de se obter um potencial superior ao calculado por [eq.20], deve-se construir uma bateria ligando as células em série como já mencionado anteriormente de forma superficial. O potencial é, portanto, a soma dos potenciais das células isoladas.

Apesar de já abordado, deve-se ficar atento à diferença entre  $\Delta G_r \circ \Delta G_r \circ \Delta G_r \circ \epsilon$ a diferença em energia livre molar entre os produtos e os reagentes nos seus estados padrão. Já  $\Delta G_r \epsilon$  a energia livre de reação em qualquer composição definida fixa da mistura de reação.

$$\Delta G_r = \Sigma n \Delta G_m(produtos) - \Sigma n \Delta G_m(reagentes)$$
 [eq.22]

$$\Delta G_r^{\circ} = \Sigma n \Delta G_m^{\circ}(produtos) - \Sigma n \Delta G_m^{\circ}(reagentes)$$
 [eq.23]

Em [eq.23]  $G_m \acute{e}$  a energia livre molar. Tal energia para um gás ideal, J, está relacionada à pressão parcial  $P_i$ , por:

$$G_m(J) = G_m^{\circ}(J) + RT lnP_j$$
 [eq.24]

Aplicando regras logarítmicas e resolvendo o calculo algébrico, chega-se a:

$$\Delta G_r = \Delta G_r^{\circ} + RT lnQ \qquad [eq.25]$$

Em [eq.25]  $Q = \frac{atividade \ dos \ produtos}{atividade \ dos \ reagentes}$ .

Para uma reação da forma: a A + b B  $\rightarrow$  c C + d D,  $Q = \frac{a_C^c a_D^d}{a_A^a a_B^b}$  com as atividades correspondendo à composição momentânea da mistura de reação.

Pode-se, então, calcular a fem de uma célula através de:

$$E = E^{\circ} + \frac{RT}{nF} lnQ \qquad [eq.26]$$

O Potencial Nernst está relacionado com o potencial de Gibbs assim como a pressão parcial de cada gás e a temperatura.

Aplicando ao contexto do tema do presente trabalho, chega-se a seguinte reação:

$$E = E^{\circ} + \frac{RT}{nF} ln \frac{P_{H2}(P_{O2})^{1/2}}{P_{H2O}}$$
[eq.27]

Para as células a combustível, a eficiência pode ser calculada através da Energia Livre de Gibbs ( $\Delta$ G) e da variação da entalpia ( $\Delta$ H) da reação eletroquímica. Considerando o caso ideal, a energia livre de Gibbs pode ser completamente convertida em energia elétrica e sua eficiência pode ser calculada pela seguinte equação:

*eficiência teórica da célula* = 
$$\frac{\Delta G}{\Delta H} = 1 - \frac{T\Delta S}{\Delta H}$$
 [eq.28]

Segue abaixo uma tabela com cálculos baseados em algumas temperaturas de operação.

		1	3 1	
T (°C)	Estado Físico da Água	$\Delta G (kJ/mol)$	$E^{\circ}(V)$	Eficiência
25 °C	Líquido	-237,2	1,229	83 %
80 °C	Líquido	-228,2	1,18	80 %
100 °C	Gasoso	-225,2	1,17	79 %
200 °C	Gasoso	-220,4	1,14	77 %
400 °C	Gasoso	-210,3	1,09	74 %
600 °C	Gasoso	-199,6	1,04	70 %
800 °C	Gasoso	-188,6	0,98	66 %
1.000 °C	Gasoso	-177,4	0,92	62 %

Tabela 21 – Cálculo de tensões e eficiências para célula em condições específicas

Tensão de circuito aberto reversível e eficiência a 1 atm de uma célula a combustível para diferentes valores de temperatura e estado físico da água

Na prática, no entanto, sabe-se que a voltagem da célula é menor que o potencial de Nernst, graças a irreversibilidades associadas com os processos de transferência de carga interna, de condução e de difusão. A Figura 24 ilustra isso. De qualquer forma, estas perdas são menores se comparadas às maquinas térmicas (COBAS, 2006). Estas irreversibilidades são individualmente denominadas como polarizações de concentração, ôhmica e de ativação, e podem ser consideradas como as perdas de tensão e sendo apresentadas como se segue:



Figura 24 - Diagrama da curva de polarização com as perdas de uma célula

 $V_{cell} = V_{Nernst} - V_{Loss}$ [eq.29]

$$V_{cell} = V_{Nernst} - V_{ohm} - V_{act} - V_{conc}$$
 [eq.30]

$$P_{cell} = V_{cell} * i$$
 [eq.31]

#### 4.4.1.1. Perdas ôhmicas

As Perdas ôhmicas ocorrem devido à resistência resultante do fluxo de íons no eletrólito e o fluxo de elétrons através do eletrodo. A resistência ôhmica célula depende das resistências do cátodo, do ânodo e dos eletrólitos. A polarização ôhmica é expressa pela lei de Ohm da seguinte forma:

$$\eta_{ohm} = i \sum R_i$$
 [eq.32]

Em [eq.32]  $R_i = \frac{\rho_i \delta_i}{A_i}$  e representa a resistência ôhmica do anodo, catodo e eletrólito com  $A_i$  sendo a área da seção onde a corrente passa,  $\delta_i$  a distância percorrida desse fluxo da corrente e  $\rho_i$  é a resistividade do material que é fortemente dependente da temperatura.

## 4.4.1.2. Perdas de Ativação

Reações químicas envolvem barreiras de energia que devem ser superadas. Tal barreira é chamada a energia de ativação e resulta em polarizações de ativação, que é devido à transferência de cargas entre os condutores eletrônicos e iónicos. Embora seja geralmente fornecido na forma de calor, em células a combustível é subtraído da força eletromotriz idealmente disponível e é dissipada na forma de calor.

De uma forma geral, potencial extra de ativação depende das propriedades dos materiais e da temperatura, microestrutura e pressão dos reagentes e também da densidade de corrente.

Este tipo de polarização é devido principalmente ao cátodo, pois a taxa de redução do oxigênio no cátodo é de ordens de magnitude menores do que a taxa de reação de oxidação de hidrogênio no ânodo.

## 4.4.1.3. Perdas de Concentração

Com o consumo do combustível, as pressões parciais do hidrogênio e do oxigênio tendem a diminuir no ânodo e cátodo, respectivamente. A taxa de esgotamento do combustível depende da densidade média de corrente traçada a partir da célula. Com o aumento da densidade de corrente, as pressões parciais diminuem e, eventualmente, uma quantidade insuficiente de reagentes são transportados para os elétrodos. Quando o processo do elétrodo é regido completamente por difusão, o limitador de corrente,  $i_L$ , é alcançado.

O limitador de corrente pode ser calculado a partir do coeficiente de difusão dos reagentes, D, da sua concentração,  $C_M$ , do número de elétrons envolvidos na reação para

converter uma única molécula de combustível, z, e da espessura da camada de difusão  $\delta$ . O cálculo é feito a partir da equação da Lei de Flick:

$$i_L = \frac{zFD\Delta C_M}{\delta}$$
[eq.33]

Para um processo no eletrodo livre de polarização de ativação, a difusão ou polarização de concentração pode ser expressa da seguinte forma:

$$\eta_D = \frac{RT}{zF} \ln\left(1 - \frac{i}{i_L}\right)$$
 [eq.34]

Em geral, o transporte de massa é uma função da temperatura, pressão e concentração das espécies envolvidas. Em células a óxido sólido os reagentes têm de se propagar através do ânodo e do cátodo poroso, enfatizando a importância da microestrutura e design de eletrodos.

A principal fonte dessa polarização é novamente o catodo, pois a difusividade do oxigênio é significativamente menor do que o de hidrogênio, graças ao maior tamanho da molécula de oxigênio.

#### 4.4.2. Estrutura

A estrutura da SOFC presente no ciclo é de uma SOFC tubular produzida pela Siemens Westinghouse já mencionada no tópico 2.7 e que é destaque em tecnologia pra esse tipo de design.

Tal tecnologia originalmente consistia de um tubo extrudado poroso como suporte estrutural e como meio poroso para passagem do ar para o catado. Dentre as evoluções posteriores destaca-se: a redução da espessura da parede do suporte poroso e depois substituído por um tubo de LaMnO3 dopada que funcionava como catado.

As dimensões das células eram de 30cm de comprimento e 1,6 cm de diâmetro, mas isso também foi ajustado para 15cm e 2,2cm respectivamente. Com essa última configuração, uma operação com 30.000h de duração com uma densidade de corrente entre 0,25-0,30 W/cm2 e com temperatura de 1000°C foi bem sucedida (menos de 0,1% de degradação de corrente a cada 1000h).

Tem se demonstrado um grande esforço para que haja uma melhora no desempenho das células tubulares. Atualmente, o desenvolvimento das células tubulares está sendo feito com destaque nas áreas de mini ou micro células tubulares visando o mercado de geração de potência portátil.



Figura 25 - Ilustração de montagem de módulo de SOFC tubular de outro projeto da Siemens-Westinghouse (FORBES, 2001)

A estrutura interna do módulo contém o misturador, a bomba injetora, o préreformador, a SOFC tubular, o ar pré-aquecido e a câmara de pós-combustão. Segue abaixo a Figura 26, um esquema que ilustra esse conjunto.



Figura 26 – Esquema Interno de SOFC tubular da Siemens-Westinghouse

# 4.4.3. Reforma

Uma vez que o combustível em nosso caso é o gás natural, é necessário que haja uma dessulfurização, pois a máxima concentração de  $H_2S$  admissível no fluxo gasoso

para a SOFC é de 1 ppm. Um teor acima disso pode levar a desativação do catalisador de ânodo na SOFC, levando a prejudicar significativamente tanto a tensão da célula quanto a atividade reforma direta interna da célula.



Figura 27 – Esquema Geral do fluxo do combustível até a célula

A alta temperatura de operação ajuda no processo de reforma do combustível, ativando mais facilmente as reações. Isso ocorre da seguinte forma: uma parte dos gases de saída do anodo, caracterizados pelo vapor e calor, são recirculados via um injetor para um misturador. O processo de reforma ocorre devido à mistura desses gases com o combustível. As reações que caracterizam aqui a formação de hidrogênio com a reforma interna já foram comentadas no subtópico 2.6.1 e são detalhadas abaixo.

Antes de entrar na célula de fato, a mistura rica em metano passa pelo préreformador, que é um típico reator catalítico onde são produzidos hidrogênio e dióxido de carbono. As reações de reforma e *shifting* (deslocamento) que lá ocorrem são as seguintes (LEMAŃSKI et al., 2004):

CH4 ( $\dot{x}$ ) +H2O  $\leftrightarrow$  3H2 +CO (reforma)

 $CO(\dot{y}) + H2O \leftrightarrow H2 + CO2$  (*shifting*)

É comum que se assuma que apenas uma parte da fração molar do metano seja utilizada nessa reação de reforma. Portanto, com o intuito de se obter a parte do fluxo metano  $\dot{x}$  que reage, é preciso saber um típico valor percentual do metano que reage no reformador (dado pela fração de pré-reforma definido por prer = 10 - 15%). Faz-se então:

$$\dot{x} = \text{prer} \cdot \dot{n}_{CH4}^{i}$$
 [eq.35]

Em [eq.35]  $\dot{n}_{CH4}^{e}$ (misturador) =  $\dot{n}_{CH4}^{i}$  (pré – reformador), ou seja, todo metano que sai do misturador entra no pré-reformador.



Figura 28 – Fluxo para geração do hidrogênio

Ao deixar o pré-reformador, a mistura entra em uma região de reforma interna, onde todo o metano é reformado. Já reações que acontecem na reforma interna no lado do anodo da célula são as seguintes (LEMAŃSKI et al., 2004):

CH4 ( $\dot{x}$ ) + H2O  $\rightarrow$  3H2 +CO (reforma)

 $CO(\dot{y}) + H2O \rightarrow H2 + CO2$  (shifting)

H2 ( $\dot{z}$ ) +O2  $\rightarrow$  H2O (eletroquímica)

A variável  $\dot{x}$  é o número de mols de CH4, que reage na reação de reforma. Já a variável  $\dot{y}$  denota os mols de CO, que reagem na reação de shift. Por fim, a variável  $\dot{z}$  é a quantidade de H2 que reage na reação eletroquímica e pode ser encontrada pela expressão do fator de utilização definido abaixo em [35].

O fator de utilização do combustível pode ser dado pela seguinte expressão (FRIMODT, 2010):

$$U_f = \frac{\dot{r}_{Elk}}{4\dot{n}_{CH4,i} + \dot{n}_{CO,i} + \dot{n}_{H2,i}}$$
 [eq.36]

Na [eq.36]  $\dot{r}_{Elk}$ é o quanto de  $H_2$ é usado na reação eletroquímica. O  $\dot{r}_{Elk}$  corresponde ao  $\dot{z}$  da reação detalhada mais acima.

#### 4.4.4. Cálculos das SOFCs

Os dados referentes ao funcionamento detalhado da Célula a combustível do ciclo em estudo são bastante escassos.

Como já foi dito, nesse ciclo de potência TSOFC em cascata há duas células SOFC: uma a alta pressão (HPFC – *high pressure fuel cell*) e outra a baixa pressão (LPFC - *low pressure fuel cell*). Ambas tem tecnologia de design tubular da Siemens Westinghouse já explicitada acima.

Inicialmente foram calculadas as vazões mássicas de entrada em cada célula. Feito isso, calculou-se a vazão molar do hidrogênio utilizado na reação eletroquímica  $(\dot{r}_{Elk})$  através do fator de utilização do combustível estipulado pela publicação em 78%.

Destaca-se que de acordo com a publicação não há saída de metano do módulo da SOFC, ou seja, há reforma de 100% do metano.

Além disso, também não há saída nem de CO, nem H2. Não haver saída de CO indica uma reação de descolamento de 100% do CO. Com isso, pode-se modelar o préreformador e o reformador interno como um dispositivo único em que há a reforma de 100% do metano e deslocamento de 100% do CO.

$U_{f} = \frac{\dot{r}_{Elk}}{4\dot{n}_{CH_{4,i}} + \dot{n}_{CO,i} + \dot{n}_{H_{2,i}}}$ how much H2 is used in the electrochemical reaction ( r' Elk)					78%			
<b></b>								
	HP	FC					LPFC	
	Uf =	78	3%			Uf =	785	6
	NÓS	NÓ 4 - HPFC	NÓ 11 - HPFC			NÓS	NÓ 6 - LPFC	NÓ 13 - LPFC
	TOTAL:	17,1 kmol/h	629,5 kmol/h		-	TOTAL:	13,8 kmol/h	653,1 kmol/h
	CH4	16,7 kmol/h	0,0 kmol/h	1		CH4	13,4 kmol/h	0,0 kmol/h
	CO2	0,1 kmol/h	0,0 kmol/h			CO2	0,1 kmol/h	17,6 kmol/h
	N2	0,2 kmol/h	486,0 kmol/h	Ν		N2	0,1 kmol/h	491,1 kmol/h
	CO	0,0 kmol/h	0,0 kmol/h			СО	0,0 kmol/h	0,0 kmol/h
	H2	0,0 kmol/h	0,0 kmol/h	L		H2	0,0 kmol/h	0,0 kmol/h
	02	0,0 kmol/h	130,9 kmol/h			02	0,0 kmol/h	98,0 kmol/h
	H2O	0,0 kmol/h	6,3 kmol/h	E		H2O	0,0 kmol/h	40,5 kmol/h
AD	02	0,0 kmol/h	1,2 kmol/h			02	0,0 kmol/h	1,2 kmol/h
An	N2	0,0 kmol/h	4,5 kmol/h		An	N2	0,0 kmol/h	4,6 kmol/h
	somatório	16,9 kmol/h	628,9 kmol/h		so	matório	13,6 kmol/h	653,1 kmol/h
r°Elk	52,0 Kmol/h	14,43	mol/s		r°Elk	55,2 kmol/h	15,33 r	nol/s

Tabela 22 - Cálculo das vazões mássicas de entrada e do r'Elk

Em seguida é feito o calculo da corrente gerada. Tendo a vazão molar do  $H_2$  usado na reação eletroquímica, calcula-se a corrente elétrica,  $I_{SOFC}$ , a partir da seguinte relação (FRIMODT, 2010):

$$I_{SOFC} = \dot{r}_{Elk} * 2F$$
 [eq.37]

Em [eq.37] F = constante de faraday = 96485,0 coulomb/mol. A fórmula utilizada está inserida na tabela abaixo juntamente com os resultados.

Os resultados se encontram na tabela abaixo.

	HPFC LPFC					
	$I_{SOFC} = \dot{n}_{H_2,c}  2F$					
F	96485,0 coulomb/mol	F	96485,0 coulomb/mol			
l sofc	2785460.20 A	l sofc	2958303.43 A			

Tabela 23 – Cálculo da corrente gerada pelos módulos de SOFC

A publicação não fornece parâmetros suficientes para se calcular a voltagem máxima da célula com suas perdas subsequentes.

Com isso, foi fixado no presente trabalho o valor das voltagens com os valores fornecidos pela publicação. Esses valores se mostram razoáveis através da faixa ideal de

voltagem baseado no gráfico de densidade de potência x densidade de corrente/ voltagem x densidade de corrente encontrado para uma SOFC tubular (IZZO JR., 2008).





A voltagem da célula deve estar em uma faixa de operação que abrange um pouco antes e um pouco depois do pico de potência.

Com isso, pode-se calcular a potência final das células através da fórmula abaixo (FRIMODT, 2010).

$$\dot{W}_{SOFC} = \sum I_i * V_{cell}$$
[eq.38]

		WSOFC	$c = V_{SOFC}I_{SOFC}$		
Eucl Coll	voltagem	UF	DC Por	wer	7
ruerCen			3,22 MW		Publicado
HPFC DC POWER	0,63 V	78%	1,75 MW	2 EQ M/M	Modelado
LPFC DC POWER	0,62 V	78%	1,83 MW	5,55 10100	WOUETauo
				10%	Erro percentual

...

Tabela 24 - Potência Total dos módulos de SOFC

. .

Esse valor possui uma discrepância [eq.13] de 0,37MW que corresponderia a um erro médio de aproximadamente 10%.

Após isso, há uma perda na conversão da energia DC para AC indicada como 4%. Tal perda é estimada em 0,13 MW pela publicação, fazendo com que a energia final produzida pelas células seja 3,09MW AC.

Calcula-se então a eficiência da célula (COBAS, 2006), já considerando a suas perdas:

$$\eta_{c\acute{e}lula,PCI} = \frac{W_{SOFC}}{\dot{m}_{CH4} * PCI}$$
[eq.39]

Utilizando os dados encontrados na modelagem, chega-se a:

$$\eta_{c\acute{e}lula,PCI} = \frac{\dot{W}_{SOFC}}{\dot{m_{CH4}} * PCI} = \frac{3,59}{6,70} = 53,5\%$$

Já utilizando os dados fornecidos pela publicação chega-se a:

$$\eta_{c\acute{e}lula,PCI} = \frac{\dot{W}_{SOFC}}{m_{CH4}^{\cdot} * PCI} = \frac{3,22}{6,68} = 48,2\%$$

Uma outra forma de se calcular a eficiência da célula é través da chamada eficiência real (BARROSO, 2011), que considera o fator de utilização do combustível.

$$\eta_{c\acute{e}lula,PCI} = \frac{\dot{W}_{SOFC}}{\dot{m}_{CH4} * Uf * PCI}$$
[eq.40]

Com isso, utilizando os dados fornecidos pela publicação chega-se a:

$$\eta_{c\acute{e}lula,PCI} = \frac{\dot{W}_{SOFC}}{\dot{m}_{CH4} * Uf * PCI} = \frac{3,22}{6,68 * 0,78} = 61,8\%$$

Já com os dados encontrados com a modelagem, chega-se a:

$$\eta_{c\acute{e}lula,PCI} = \frac{\dot{W}_{SOFC}}{\dot{m}_{CH4} * Uf * PCI} = \frac{3,59}{6,70 * 0,78} = 68,6\%$$

Esses cálculos são agrupados na Figura 30 abaixo.



Figura 30 - Rendimentos encontrados para a SOFC

Deve ser mencionado que o cálculo dessas eficiências foi feito modelando-se as duas células como uma só. Logo representa um rendimento médio.

## 4.5. Rendimento do Ciclo

O rendimento do ciclo pode ser calculado da seguinte forma:

$$\eta_{sistema} = \frac{energia \, \acute{u}til}{energia \, fornecida} = \frac{\dot{W}_{liq}}{\dot{Q}_h} = \frac{\dot{W}_{SOFC} + \dot{W}_{T2} + \dot{W}_{T1} - \dot{W}_{C1} - \dot{W}_{C2}}{\dot{Q}_h} \quad [eq.41]$$

Considerando o Poder Calorífico Inferior (PCI) do metano, chega-se a:

Através dos dados da publicação:

 $\eta_{sistema,PCI} = \frac{\dot{W}_{liq}}{\dot{m}_{CH4} * PCI} = 66,6\%$ 

Através dos dados modelados:

$$\eta_{sistema,PCI} = \frac{\dot{W}_{liq}}{\dot{m}_{CH4} * PCI} = 67,1\%$$



Os resultados encontrados são resumidos na Figura 31 abaixo.

Figura 31 - Rendimento encontrado para o ciclo

Deve ser mencionado que o ciclo modelado não considerou o trabalho consumido pela bomba presente no ciclo por ela ser desprezível frente à potência produzida.

Além disso, ambos os rendimentos foram calculados se levando em consideração um dado publicado que cita uma potência auxiliar de 0,04 MW. Tal potência não tem sua destinação detalhada na publicação.

#### 4.6. Cálculo do COE

O Custo de Energia (*COE - Cost of Energy*) é definido como o custo médio por kWh de energia útil produzida por um sistema. O cálculo do COE é feito a partir do conhecimento de valores como o custo anual dos equipamentos, custos com o combustível e os custos com operação e manutenção. A fórmula para esse cálculo é a seguinte:

$$COE = \frac{CC}{H} + \frac{f * FC}{\varepsilon_s} + \frac{O\&M}{H} \qquad (\$/kWh)$$
[eq.42]

Em [eq.42] f=0,003412, é o fator de conversão de unidades (1 kW corresponde a 3,412 Btu/h);  $\varepsilon_s$  = eficiência da planta; H= operação de horas por ano; FC= custo de combustível (*FC* – *Fuel Cost*) (\$/MMBtu); CC=custo de investimento de capital do equipamento (\$/KW-ano); O&M=custo de operação e manutenção (\$/kW-ano).

O custo anual dos equipamentos, com amortização, é calculado a partir da seguinte equação:

$$CC = \frac{CI * f_a}{E_{gerada}} \qquad (\$/kW) \qquad [eq.43]$$

Em [eq.43] CI= custo de investimento de capital do equipamento (\$);  $f_a$ = fator de amortização e  $E_{gerada}$ é a energia útil gerada pela planta em questão. O fator de amortização é obtido considerando a um período de 20 anos (Rocha, 2010) e uma taxa de juros de 7,5% ao ano. O fator de amortização, também conhecido como fator de valor atual (FVA) ou Taxa de Retorno de Capital (TRC), pode ser descrito da seguinte forma:

$$f_a = \frac{i * (1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$
[eq.44]

Em [eq.44] i=taxa de juros e n= período em anos.

A taxa básica de juros da economia brasileira ou Taxa SELIC (Sistema Especial de Liquidação e de Custódia) é a taxa utilizada como referência para o cálculo das demais taxas de juros cobradas pelo mercado e para definição da política monetária praticada pelo Governo Federal do Brasil. Hoje a taxa de juros anual se encontra em 7,25%.

Os custos dos equipamentos da configuração estudada foram estimados a partir de algumas referências na literatura. Seguem as estimativas:

## • Célula SOFC:

Disponível na literatura a partir do livro High Temperature Solid Oxide Fuel Cells: Fundamentals, Design, and Applicatons (SINGHAL et al., 2003) que estima para um sistema com algumas semelhanças um custo de capital de investimento entre \$1000 e \$2000 por kW gerado.

# • Compressor:

Disponível na literatura a partir do livro Food Process Design (MAROULIS et al., 2003). O mesmo calcula o custo de investimento de capital do compressor da seguinte forma:

$$C_{i\,comp} = C_{comp} E_{comp}^{\ n_{comp}}$$
[eq.45]

Em [eq.45]  $C_{comp} = \$3.000/kW$ ,  $E_{comp} =$  energia consumida pelo(s) compressor(es) que para o nosso caso é 1.400 kW e  $n_{comp}$ é o fator de escala que é fixado em 0,75.

 $C_{i \ comp} = 3000 * 1400^{0,75} = $68.662$ 

Além dessa abordagem, existem outras como a disponível no livro Greenhouse Gas Control Technologies (ELIASSON, 2009). Nessa referência, a estimativa é feita da seguinte forma:

$$C_{i\,comp} = C_0 S_0 (S/S_0)^f$$
 [eq.46]

Em [eq.46]  $C_0 = $400/kW$ ,  $S_0 = valor base = 30MW$ , S = energia consumida pelo compressor = 1,4 MW e f é o fator de escala fixado em 2/3.

$$C_{i\,comp} = 400 * 1400 * (1.4/30)^{\frac{2}{3}} = $72587$$

# • Turbinas

De acordo com o livro Power Generation Technologies (BREEZE,2005) o custo de investimento de capital da turbina a gás pode ser estimado por com o custo médio de \$700 a \$900/kW. Considerando \$900/kW, chega-se a 2800kW\*900\$/kW=\$2.520.000

Seguem abaixo os INPUTS considerados para o cálculo dos custos como o custo anual dos equipamentos, considerando o fator de amortização. Os resultados são apresentados logo depois.

INPUTS			· · · · · · · · · · · · · · · · · · ·
TAXA DE JUROS	7,25%		cotação do dia 8/03/2013
COTAÇÃO DO DÓLAR	1,947 R\$/US\$		
HORAS POR DIA	17 horas	-	dois dias/mês para
DIAS POR MÊS	28 dias		manutenção
TAXA DE FUNCIONAMENTO	66%		
COMBUSTÍVEL UTILIZADO	Gás Natural - CEG-RIO	4	escolha do gás natural
TARIFA (R\$/m³)	1,30450 R\$/m³		com sua respectiva tarifa
PERÍODO EM ANOS (INVESTIM	20 anos		· · · ·
Sistema Escolhido	ciclo original	<b>4</b>	escolha do ciclo.
Egerada	4450,0 kW		
Tarifa da Light	0,3142 R\$/kWh		

Tabela 25 – INPUTS para os cálculos de custos

Tabela 26 – Cálculo do custo de investimento de capital					
CC - CUSTO DE O	CAPITAL	Custo das duas turbinas			
TURBINA 1 - 1.4 MW	¢ 2 5 20 000 00	estimado em \$900/KW			
TURBINA 2 - 1.4 MW	\$ 2.520.000,00	Technologies de Paul			
SOFC MÓDULO 1 - HPFC	¢ 1,820,000,00	Breeze			
SOFC MÓDULO 2 - LPFC	\$ 4.850.000,00	Custo do sistema estimado com			
COMPRESSOR 1	¢ 72 597 00	base em Livro de SOFC. Valor			
COMPRESSOR 2	\$ 72.387,00				
CHILLER	\$-	fonte: [High Temperature Solid			
TOTAL	\$ 7.422.587,00	Oxide Fuel Cells: Fundamentals,			
fa - fator de amortização	0,09623484	Edited by: Subhash C Singhal			
(i+1)^n	4,05	and Kevin Kendal - Copyright ©			
[(i+1)^n] - 1	3,05	2003 Elsevier B.V. All rights			
E gerada (ENERGIA ÚTIL					
GERADA PELA PLANTA)	4450 kW				
CC k - CUSTO ANUAL DOS					
EQUIPAMENTOS COM		Custo dos dois compressores			
AMORTIZAÇÃO (U\$)	\$ 714.311,47				
CC k - CUSTO ANUAL DOS					
EQUIPAMENTOS COM					
AMORTIZAÇÃO (U\$/KW)	160,52 U\$/kW				
CC k - CUSTO ANUAL DOS					
EQUIPAMENTOS COM					
AMORTIZAÇÃO (U\$/KWh)	0,028 U\$/kWh				

É importante ser ressaltado que os custos estimados não devem ser considerados como preços reais de mercado, pois estão sujeitos a ajustes mediantes a situações reais de compra e do mercado onde serão instalados. Além disso, deve se considerar que cada fonte possui uma defasagem de tempo em relação à data de compra proposta pelo presente trabalho. Isso nos obrigaria a adotar um fator de correção frente ao tempo em questão. Portanto, para uma tomada de decisão é importante ter esses fatos em mente.

O custo do combustível pode ser estimado por

$$FC = \frac{CPT_{fuel}}{PCI}$$
[eq.47]

Em [eq.47]  $CPT_{fuel}$  = custo do combustível por tonelada (U\$/t); PCI = poder calorifico inferior (MMBtu/t). De acordo com essa equação, e baseando-se na tarifa de gás natural de R\$1,30450/m<sup>3</sup> adotada pela empresa Gás Natural Fenosa, antiga CEG-RIO, chega-se ao seguinte custo de combustível:

Tabela 27 – Cálculo do Custo do Combustível

Tabela 27 - Calculo do Custo do Combustivei				
FC - CUSTO COM COBUSTÍVEL				
COMBUSTÍVEL	Gás Natural - CEG-RIO			
TARIFA (R\$/m³)	1,30450 R\$/m³			
HORAS POR DIA	17 horas			
DIAS POR MÊS	28 dias			
SEGUNDOS/MÊS	1713600 s			
CONSUMO CH4 (Kg/s)	0,13410 kg/s			
DENSIDADE CH4	0,66 kg/m³			
CONSUMO CH4 (m³/s)	0,2032 m³/s			
CONSUMO CH4 (m <sup>3</sup> /h)	731,44 m³/h			
CUSTO DO COMBUSTÍVEL (R\$/h)	954,16 R\$/h			
CUSTO DO COMBUSTÍVEL (R\$/ano)	5450171,23 R\$/ano			
FATOR COMBUSTÍVEL	1224,76 R\$/kW			
FATOR COMBUSTÍVEL	0,214 R\$/kWh			

Além dos custos de capital e de combustível, há os custos anuais com operação e manutenção, que leva em consideração ainda os custos relativos a salários, manutenção preventiva e encargos. De acordo com a literatura, temos que:

$$O\&M = \frac{CI * (f_{omf} + FC * f_{omv})}{E_{gerada}}$$
 [eq.48]

Em [eq.48] CI= custo de investimento de capital do equipamento (U\$);  $E_{gerada}$ = energia gerada pela planta;  $f_{omf}$  = percentual de custo anual associado à operação e manutenção;  $f_{omv}$  = percentual de custo anual variável de operação e manutenção e FC= fator de carga. Os valores adotados para  $f_{omv}$ ,  $f_{omf}$  e FC, foram respectivamente, 1%, 9% e 0,75%. Pode-se então estimar os custos de operação e manutenção. Segue abaixo a tabela com os resultados obtidos.

O&M - CUSTO DE OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO			
fomv	0,01		
fomf	0,09		
FC - fator de carga	0,75		
FATOR O&M	162,630 U\$/kW		
FATOR O&M	0,028 U\$/kWh		

Tabela 28 – Cálculo do Custo de operação e manutenção

Consolidando os valores encontrados, encontra-se o seguinte custo de energia (COE):

Tabela 29 – Cálculo consolidado do Custo de Energia (COE)				
COE em dólares	0,167 U\$/kWh			
COE em reais	0,325 R\$/kWh			

Assim, para a expressão final do custo de energia, chega-se a R\$ 0.325/kWh. Tal valor é maior que o valor da tarifa da concessionária de energia do Rio de Janeiro, a Light, que é R\$ 0,31416/kWh para a classe de consumo residencial.

Deve ser destacado que o cálculo do custo de capital considerou para SOFC um valor médio, ou seja, o valor médio da faixa de preço por kW encontrada na referência já citada, no caso, U\$1500, média entre U\$1000 e U\$2000. Já para os compressores, foi adotado o valor mais crítico (maior) das duas fórmulas encontradas na literatura.

Para se ter uma ideia, realizando os cálculos do custo de investimento da SOFC considerando os valores de \$1000 e \$2000 por kW, chega-se respectivamente aos seguintes custos de energia: R\$ 0,301/kWh /kWh e R\$ 0,348/kWh.



Figura 32 – Valor do custo de energia do ciclo e do cobrado pela Light

# 4.7. Conclusões Parciais

O valor encontrado é 3,31% maior que o valor cobrado pela concessionária de energia do Rio de Janeiro, a Light.



diferença percentual de custo de energia



Além disso, foi constatado que o fator que exerceu maior peso sobre esses custo foi o combustível. Segue a figura que representa isso:



Figura 34 - Porcentagens de formação do Custo de energia

É preciso destacar que hoje o BNDES (Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social) apoia projetos que visem à diversificação da matriz energética nacional e que contribuam para a sua sustentabilidade por meio da linha Energias Alternativas. Dentre esses projetos apoiáveis estão desde os de bioeletricidade, biodiesel e bioetanol até projetos de energia eólica, solar ou de células a combustível. O valor mínimo de investimento para esse programa é de 10 milhões de reias, o que é atingido para o nosso caso. Existem ainda outras opções com o mesmo intuito como, por exemplo, os fornecidos pela Nossa Caixa Desenvolvimento e pela Investe Rio. Com isso, é possível, mediante uma série de burocracias envolvidas, como avaliação do

projeto e da empresa envolvida, que o projeto esteja submetido a uma taxa de juros inferior, barateando o custo final da energia.

Destaca-se também que mais um motivo tornaria esse projeto mais viável: o barateamento dos componentes e processos envolvidos na construção do módulo da célula a combustível. Isso tem se tornado um dos grandes objetivos dos pesquisadores da área e, sem dúvida, tem levado a uma maior viabilidade do projeto.

Apesar de os preços dos equipamentos terem sido estimados com base em referências na literatura, é importante que se tenha em mente que esses valores tem um considerável grau de imprecisão, uma vez que os eles variam de forma considerável com fatores como o tempo e o local.

A fim de se obter uma visão mais completa das possibilidades de custo de energia, foram feitas algumas análises de sensibilidade representadas abaixo.



Figura 35 – Influência do preço do gás natural no COE

Como já era esperado, o custo do combustível mostrou ter grande influência sobre o custo da energia final.





O capital de investimento também se mostrou de grande influência para o custo final. De qualquer forma, ele se mostra ainda mais expressivo quanto maior for à taxa de juros atrelada.

Por fim, a variação das horas de funcionamento anual se mostra com muita influência sobre o custo final da energia. O estudo de sensibilidade na Figura 37 demonstra isso.



Figura 37 - Influência das horas de funcionamento anuais no custo final da energia para o ciclo original

# 5. Capítulo 5 - Modificações no ciclo

# 5.1. Cogeração

Em geral, a cogeração é a produção simultânea e de forma sequenciada, de duas ou mais formas de energia a partir de um mesmo combustível. Assim, a cogeração é antes de tudo uma ação de conservação de energia, uma vez que os rendimentos globais envolvidos no processo de conversão térmica podem atingir valores significativamente elevados, de até 90% da fonte primária de energia, os quais são muito superiores aos índices de geração termoelétrica convencional.

As indústrias que utilizam grandes quantidades de calor de processo também consomem uma grande quantidade de energia elétrica. Assim, do ponto de vista termo econômico faz sentido utilizar o já existente potencial de trabalho para produzir mais trabalho, ao invés de deixar que ele seja desperdiçado. O resultado dessa ideia é uma instalação que produz eletricidade e ao mesmo tempo atende aos requisitos de calor de processo de determinados processos industriais. (CENGEL et al., 2007).

Para o Brasil, a cogeração mostra-se também como uma opção bastante interessante para a ampliação do parque gerador, haja vista a economia de combustível, a diversificação da matriz energética e as vantagens advindas da descentralização da geração de energia, como a minimização das perdas ocorridas com transmissão de energia e a diminuição de investimentos em grandes projetos de geração e transmissão de energia elétrica.

Além disso, como já citado, há vantagens para o setor industrial. Dentre elas podemos destacar: o aumento na confiabilidade do fornecimento de energia elétrica, a flexibilidade de operação das plantas industriais, o menor dispêndio para aquisição de energia junto à concessionária distribuidora bem como permitir às empresas uma menor exposição às variações de preço da eletricidade no mercado.



Figura 38 – Instalação de cogeração ideal (CENGEL et al., 2007)

A fim de se melhorar o rendimento e baratear o custo da energia (COE), será calculada a contribuição de uma modificação ao ciclo da publicação.

Três possíveis alterações foram inicialmente pensadas. A primeira seria a inclusão de um chiller de absorção movido a gases de exaustão. A outra seria a inclusão de uma caldeira de recuperação para geração de vapor. Por fim, a terceira seria a junção das duas primeiras: um ciclo de trigeração com a geração de vapor para processo e também para um chiller movido a vapor que geraria frio. Todas as possibilidades se baseariam no uso dos gases de exaustão do nó 16 do ciclo original. Segue abaixo as especificações desse nó.

Nº do nó	Descrição	Temp. [° C]	Pressão		Vazão Mássica kg/h	Vazão Molar kgmol/h
16	Cycle Exhaust	258	1,00 atm	101,3 kPa	19.044	673,4
Ar	CH4	CO2	H20	N2	02	Total

Tabela 30 – Dados ref	erentes ao nó	16 referente aos gases de o	exaust	ão do	ciclo est	udado

0,9 - 4,6 10,1 73,7 10,7 100	70	70	70	70	70	70	70
	0,9	-	4,6	10,1	73,7	10,7	100

Em função do já existente aproveitamento de parte dos rejeitos de calor das células pelas turbinas, a opção da trigeração se tornou menos atrativa, uma vez que demandaria muita energia externa, se tornando menos economicamente viável e menos sustentável. Dentre as opções restantes se escolheu trabalhar com chiller de absorção a gases de exaustão.



Figura 39 - Esquema do possível ciclo de trigeração aplicável

## 5.2. Modificação Proposta

Como já mencionado, a fim de se aumentar o rendimento do sistema modelou-se o ciclo apresentado no trabalho acoplado a um chiller de absorção movido a gases de exaustão. O sistema de refrigeração em questão é um sistema de água-brometo de lítio, no qual a água funciona como refrigerante. Tal chiller, um chiller de duplo estágio com água como refrigerante e com LiBr utilizado para absorver o refrigerante vaporizado, foi selecionado através do catálogo e de informações fornecidas pela empresa Thermax-USA, fabricante do equipamento.



Figura 40 – Ilustração do ciclo com a adição do chiller de absorção

O chiller adicionado pode ser aplicado para geração de água gelada para indústrias onde isso se faz necessário como, por exemplo, as indústrias de transformação de resinas plásticas e a indústria sucro-alcoleira. Além disso, ela pode ser usada em sistemas de conforto (ar condicionado).

Para sistemas de conforto, os sistemas que possuem uma potência frigorífica acima de 100 TR, que é o caso, podem assumir diversas configurações, mas a título de ilustração um sistema típico de água gelada (expansão indireta) pode ser apresentado como se segue na Figura 41 abaixo.



Figura 41 - Ilustração de um sistema de condicionamento de ar

É importante se destacar que um sistema de refrigeração possui gastos energéticos que vão além dos do chiller. Esses gastos podem ser estimados com a mesma ordem de grandeza do consumido pelo chiller. No entanto, os gastos e custos desses equipamentos não serão contabilizados, pois os mesmos existirão também em casos com chillers elétricos ou a gás.

Antes do início da modelagem e apresentação desse chiller, segue abaixo uma abordagem da tecnologia envolvida.

## 5.3. Chiller de Absorção

A refrigeração por absorção é uma forma de refrigeração que se torna ambiental e economicamente atraente quando se tem uma fonte de energia térmica acessível.

Existem sistemas de absorção para o aproveitamento de diversas fontes de calor como, por exemplo, água quente, vapor, queima de gás natural ou mesmo gases de exaustão de algum processo como escapamento de um motor ou um forno de uma siderúrgica.

O ciclo de refrigeração por absorção se parece de certa forma ao ciclo de refrigeração por compressão mecânica. Ao invés de utilizar um compressor mecânico, os sistemas de absorção utilizam um compressor termoquímico, formado por dois grandes componentes (gerador e absorvedor). A função realizada pelo compressor mecânico no ciclo de compressão, isto é, o aumento dos níveis de pressão e temperatura do estado de saída do evaporador até o estado de entrada no condensador, é realizada no ciclo de absorção pelo conjunto absorvedor-bomba-gerador. Nesse conjunto ocorrem os processos de separação e mistura dos componentes da combinação empregada no sistema.

A ilustração a seguir mostra essa relação entre os dois ciclos. É necessário frisar que enquanto o sistema de refrigeração por absorção utiliza uma fonte de calor para o seu funcionamento, o tradicional de compressão de vapor necessita de energia elétrica.



Figura 42 - Comparativo entre os sistemas de refrigeração por absorção e o de compressão

Como já dito, o chiller adicionado em nosso ciclo é um chiller de absorção de duplo efeito que utiliza o par H2O-LiBr. Em função disso, será feita uma breve explicação do funcionamento desse subtipo de sistema.

#### 5.3.1. Sistemas que utilizam o par H2O-LiBr

#### 5.3.1.1. Sistemas de Simples Efeito

O ciclo por absorção de simples efeito, com uso da solução de H2O-LiBr, é a representação mais simplificada da tecnologia por absorção. O sistema opera basicamente com os seguintes componentes: gerador, evaporador, absorvedor, condensador, bomba de solução, além dos dispositivos de expansão e um trocador de calor (opcional). O esquema desse ciclo é apresentado a seguir.



Figura 43 - Chiller a Absorção de Simples Efeito: um comercial e uma representação teórica

Antes de tudo, é necessário lembrar que a solução de brometo de Lítio (LiBr) possui afinidade química de absorver vapor d'água. Quanto maior concentração e menor temperatura, maior sua afinidade com água. Além disso, existe uma grande diferença de pressão de vapor do LiBr e a água, o que significa que quando aquecemos a solução aquosa de LiBr, a água irá evaporar e o LiBr permanecerá na solução, se tornando concentrado.

O ciclo por absorção de simples efeito trabalha com dois níveis de pressão entre o gerador e o absorvedor, que normalmente se encontram abaixo da pressão atmosférica. Esses circuitos trabalham também com dois diferentes circuitos de fluidos: o circuito de solução e o do refrigerante. No circuito de solução, a solução H2O-LiBr percorre o subsistema absorvedor-gerador. No circuito do refrigerante, a água, o vapor d'água oriundo do gerador se dirige ao subsistema condensador-evaporador, em processo semelhante ocorrido nos sistemas de compressão a vapor.

Pode-se descrever o funcionamento desse chiller basicamente da seguinte maneira: após a saída do refrigerante (água) do evaporador na forma de vapor e à baixa pressão este é absorvido por uma solução líquida de H2O-LiBr no absorvedor. Nesse processo de absorção, ocorre reação exotérmica. Caso esse processo fosse adiabático, a temperatura da solução iria subir e eventualmente a absorção de vapor cessaria o que não é o objetivo. A fim de que o processo continue, é importante que haja o resfriamento do absorvedor com água ou ar, rejeitando, por fim, o calor para atmosfera.

A bomba recebe a solução a baixa pressão e baixa concentração do absorvedor, eleva sua pressão transpondo-o em seguida para o gerador. Já no gerador,
calor de uma fonte de alta temperatura vaporiza a água que havia sido absorvida pela solução. A solução H2O-LiBr, agora a alta concentração, retorna para o absorvedor passando através de um dispositivo de redução de pressão, cujo o propósito é promover a queda de pressão para manter as diferenças de pressão entre o gerador e o absorvedor. O vapor d'água desprendido da solução H2O-LiBr é fluido refrigerante que irá ao condensador, onde ocorrerá novo processo de troca de calor com a água de resfriamento (torre). O refrigerante então, na forma líquida, se dirigirá ao evaporador, passando, antes disso, através de um dispositivo de expansão, com a função de reduzir a pressão ao nível mais baixo. O fluido refrigerante a baixa pressão escoará sobre a tubulação de troca de calor do evaporador, onde, o calor latente de evaporação será responsável pela geração do efeito refrigerante desejado, e já na forma de vapor será absorvido na solução H2O-LiBr no absorvedor, completando o ciclo.

## 5.3.1.2. Sistemas de Duplo Efeito

O ciclo por absorção de simples efeito possui limitações relacionadas ao coeficiente de performance (COP), que alcança um valor médio de 0,7. Mesmo que haja um aumento da temperatura de entrada do fluido de aquecimento do gerador, o COP deste tipo de máquina não consegue alcançar valores muito superiores ao mencionado. Apesar de também haver essa limitação no ciclo de duplo efeito, ela é menor, ou seja, tem-se um aumento significativo do COP em função da temperatura de entrada do fluido de aquecimento do gerador. (JÚNIOR et al., 2004).



Figura 44 - Chiller de Absorção de Duplo Efeito: um comercial e uma representação teórica

O ciclo por absorção de duplo efeito tem uma melhor aplicação que o de simples efeito, no que se refere a fontes de calor a altas temperaturas (superiores a 120°C). Este ciclo possui um segundo gerador (gerador de baixa temperatura), o que melhora o aproveitamento do calor da fonte a alta temperatura. Este tipo de concepção é chamado também de um sistema com gerador de duplo efeito.

Como já dito, o sistema por absorção de duplo efeito é uma unidade de absorção com uma eficiência melhorada. O fato que basicamente diferencia este ciclo do de simples efeito é a já mencionada incorporação de um segundo gerador (gerador de baixa), que será aquecido pelo vapor a alta pressão fornecido pelo primeiro gerador (gerador de alta). O ciclo de duplo efeito trabalha com três níveis diferentes de pressão:

cerca de 1kPa para a pressão de evaporação no subsistema evaporador-absorvedor; cerca de 10kPa para a pressão de condensação no subsistema gerador de baixa - condensador e cerca de 100kPa para a pressão no gerador de alta temperatura.

Da mesma forma que o sistema de simples efeito, o sistema de duplo efeito trabalha com os mesmos dois distintos circuitos de fluidos, mas possuem, no entanto, um nível de concentração intermediário da solução de H2O-LiBr entre a solução diluída que sai do absorvedor e a solução a alta concentração de LiBr que chega no mesmo.

Pode-se descrever o processo como um todo da seguinte forma: após a saída do refrigerante (água) do evaporador na forma de vapor e a baixa pressão este é absorvido por uma solução de H2O-LiBr no absorvedor. Nesse processo de absorção do vapor d'água na solução de H2O-LiBr, ocorre reação exotérmica, como já mencionado. Portanto, para que esse processo continue, é necessário que seja retirado o calor da solução, que é realizado com o resfriamento do absorvedor com água ou ar.

A solução diluída pelo absorvedor a baixa pressão tem então sua pressão elevada até o nível do gerador de alta para onde é transportada. No gerador de alta, a solução é aquecida por uma fonte de calor que desprenderá o vapor d'água. Este último será responsável pelo aquecimento do gerador de baixa. No gerador de baixa, a solução de H2O-LiBr em concentração intermediária proveniente do gerador de alta, será aquecida pelo vapor proveniente do gerador de alta, se tornando agora de alta concentração, e retornando para o absorvedor onde será novamente diluída, mas antes disso passando através de um dispositivo de redução de pressão. O vapor d'água desprendido da solução de H2O-LiBr pelo gerador de alta e pelo gerador de baixa é o fluido refrigerante que irá ao condensador, onde ocorrerá processo similar ao já comentado para o sistema de simples efeito.

### 5.3.2. Coeficiente de performance

O coeficiente de performance do ciclo por absorção pode ser calculado através da seguinte relação

$$COP_{abs} = \frac{\dot{Q}_{ev}}{\dot{Q}_{gen}}$$
[eq.49]

Em [eq.49]  $\dot{Q}_{ev}$  a taxa de transferência de calor ao evaporador [W] e  $\dot{Q}_{gen}$  a taxa de transferencia de calor ao gerador [W].

Comparando o COP médio de um sistema de absorção com um de compressão percebemos que o de absorção é bem inferior. Sistemas de absorção na melhor das hipóteses (duplo ou triplo efeito) podem chegar ao COP de até 1,6, enquanto que os de compressão podem chegar até 6,0.

É importante salientar, no entanto, que essa grande diferença não deve ser considerada prejudicial, pois os COPs dos dois ciclos são calculados de maneiras diferentes. O COP do ciclo de compressão é a relação da taxa de refrigeração pela potência na forma de trabalho fornecida ao compressor. Essa energia na forma de trabalho é normalmente muito mais cara que a energia na forma de calor.

Refrigeração	Fluido	COP
Absorção de simples efeito	LiBr/Água	0,7
Absorção de simples efeito	Amônia/Água	0,6
Absorção de duplo efeito	LiBr/Água	1,2
Absorção de duplo efeito	Amônia/Água	0,8
Compressão mecânica	R134a	3,8
Compressão mecânica	R410A	5,3

Tabela 31 – Coeficientes de performance médios para diferentes sistemas de refrigeração

### 5.4. Modelagem do Chiller

O modelo do chiller em questão é o ED 20C TCU da Thermax-USA com preço orçado de R\$247.300 e COP de 1.35.

Segue na Tabela 32 o cálculo do trabalho consumido e os dados utilizados oriundos do fabricante.

Esse cálculo foi feito utilizando a seguinte formulação:

 $\dot{W}_{chiller} = \dot{m}_{total} C_{pm} \Delta T$ 

Tubela 52 Calculo do Trabalho Consulhado			
Requisito de energia do Chiller tabelado			
Temp. Entrada	536,0 °F	280,0 °C	
Temp Saída	339,8 °F	171,0 °C	
Cpm	0,616 kJ/kg °F		
m°total	3,99 kg/s		
W°total	482,54 kW		

Tabela 32 – Cálculo do Trabalho Consumido

[eq.50]



Figura 45 – Foto do chiller estudado produzido pela Thermax- USA

Abaixo é feita a avaliação do nó 16 correspondente ao ponto de saída dos gases de exaustão do ciclo original.

CHILLER A GASES DE EXAUSTÃO			
TOTAL		vazão molar	vazão mássica
	IOTAL		18536,0 kg/h
CH4	16,04 kg/kmol	0,0 kmol/h	0,0 kg/h
CO2	44,01 kg/kmol	31,0 kmol/h	1363,3 kg/h
N2	28,01 kg/kmol	496,3 kmol/h	13902,7 kg/h
H2O	18,02 kg/kmol	68,0 kmol/h	1225,3 kg/h
02	32,00 kg/kmol	72,1 kmol/h	2305,6 kg/h
AR	28,97 kg/kmol	6,1 kmol/h	175,6 kg/h
	somatório	673,4 kmol/h	18972,5 kg/h

Tabela 33 - Dados de Vazão referentes ao nó 16

Em seguir, calcula-se a temperatura de saída dos gases de exaustão do chiller utilizando a formulação já feita acima [50].

Colocando-se os fatores conhecidos em função da temperatura de exaustão dos gases, através de [eq.50], chega-se a:

$$T_{17} = T_{16} - \frac{\dot{W}_{chiller}}{\dot{m}_{total}C_{pm}} = 173 \ ^{\text{o}}C$$

A fim de se confirmar o valor, foi realizada uma prova real com uso da estrutura de cálculo já construída para os cálculos das turbinas e compressores. Chegou-se, por fim, ao valor esperado da Potência consumida pelo chiller.

Cp0m16	1,078 kJ/kg K		Cp0m17	1,078 kJ/kg K
h16	572,571 kJ/kg		h17	481,010 kJ/kg
T16	531,15 K		T17	446,21 K
W°ch		482,54 k	W	

Tabela 34 - Prova real do cálculo da temperatura dos gases de exaustão

Por fim, deve-se mencionar que a pressão no nó 16 é de 1 atm, mas o chiller selecionado requer uma suficientemente maior que a externa, considerando que há especificado uma perda de pressão equivalente a 4" de coluna d'água, o que corresponde a aproximadamente 0,01 atm. Para tal, recomenda-se um booster, que não iremos cotar nem calcular, pois o valor financeiro e térmico é irrisório frente ao ciclo. Somando-se a ele há também um consumo de energia de 8 KW que também foi desprezado frente ao tamanho do sistema.

## 5.5. Cálculo do novo Rendimento do ciclo

O novo rendimento do ciclo pode ser calculado da seguinte forma de acordo com a fórmula já apresentada [eq.41].

$$\eta_{sistema} = \frac{energia\ \acute{u}til}{energia\ fornecida} = \frac{\dot{W}_{liq}}{\dot{Q}_h} = \frac{\dot{W}_{SOFC} + \dot{W}_{T2} + \dot{W}_{T1} - \dot{W}_{C1} - \dot{W}_{C2} + \dot{W}_{chil}}{\dot{Q}_h}$$

Considerando o Poder Calorífico Inferior (PCI) do metano, chega-se a:

$$\eta_{sistema,PCI} = 73,9\%$$

O resultado é um aumento de 7,3% em relação ao rendimento informado na publicação para o ciclo original. Segue abaixo a Figura 46 que resume esses resultados.



Figura 46 – Rendimentos encontrados para o ciclo antes e depois da cogeração

## 5.6. Cálculo do novo COE

Utilizando a planilha para o cálculo do COE já apresentada, fazemos novamente o mesmo passo-a-passo. Primeiro, há a seleção dos *INPUTS*.

INPUTS	6	
TAXA DE JUROS	7,25%	cotação do dia 8/03/2013
COTAÇÃO DO DÓLAR	1,947 R\$/US\$	
HORAS POR DIA	17 horas	dois dias/mês para
DIAS POR MÊS	28 dias	manutenção
TAXA DE FUNCIONAMENTO	66%	
COMBUSTÍVEL UTILIZADO	Gás Natural - CEG-RIO	escolha do gás patural
TARIFA (R\$/m³)	1,30450 R\$/m³	com sua respectiva tarifa
PERÍODO EM ANOS (INVESTIM	20 anos	
Sistema Escolhido	ciclo com chiller	escolha do ciclo.
Egerada	4933,0 kW	
Tarifa da Light	0,3142 R\$/kWh	

Tabela 35 - INPUTS para os cálculos de custos do ciclo com o chiller

Depois, se faz o cálculo do fator custo do combustível.

Tabela 36 - Cálculo do Custo do Combustível do ciclo com o chiller			
FC - CUSTO COM COBUSTÍVEL			
COMBUSTÍVEL Gás Natural - CEG			
TARIFA (R\$/m³)	1,30450 R\$/m³		
HORAS POR DIA	17 horas		
DIAS POR MÊS	28 dias		
SEGUNDOS/MÊS	1713600 s		
CONSUMO CH4 (Kg/s)	0,13410 kg/s		
DENSIDADE CH4	0,66 kg/m³		
CONSUMO CH4 (m <sup>3</sup> /s)	0,2032 m³/s		
CONSUMO CH4 (m <sup>3</sup> /h)	731,44 m³/h		
CUSTO DO COMBUSTÍVEL (R\$/h)	954,16 R\$/h		
CUSTO DO COMBUSTÍVEL (R\$/ano)	5450171,23 R\$/ano		
FATOR COMBUSTÍVEL	1104,84 R\$/kW		
FATOR COMBUSTÍVEL	0,193 R\$/kWh		

Destaca-se que esse fator é menor que o calculado para o ciclo original, pois há uma maior quantidade de energia gerada, tornando o custo por kWh R\$0,021 menor.

Deito isso, calcula-se o custo de capital. Será adicionado agora o custo do chiller conforme orçamento da Thermax já citado.

CC - CUSTO DE CAPI	TAL	_	Custo das duas turbinas
TURBINA 1 - 1.4 MW	ć	2 520 000 00	estimado em \$900/KW
TURBINA 2 - 1.4 MW	Ş	2.520.000,00	Technologies de Paul Breeze
SOFC MÓDULO 1 - HPFC	ć	1 820 000 00	
SOFC MÓDULO 2 - LPFC	Ş	4.850.000,00	Custo do sistema estimado com
COMPRESSOR 1	ć	72 597 00	base em Livro de SOFC. Valor
COMPRESSOR 2	Ş	72.387,00	utilizado: U\$1500/KW
CHILLER	\$	127.015,92	fonte: [High Temperature Solid
TOTAL	\$	7.549.602,92	Oxide Fuel Cells: Fundamentals,
fa - fator de amortização		0,09623484	Design, and Applicatons -
(i+1)^n		4,05	and Kevin Kendal - Copyright ©
[(i+1)^n] - 1		3,05	2003 Elsevier B.V. All rights
E gerada (ENERGIA ÚTIL GERADA PELA			[reserved ]
PLANTA)		4933 kW	Custo dos dois compressores
CC k - CUSTO ANUAL DOS			= \$72587
EQUIPAMENTOS COM AMORTIZAÇÃO			fonte: Greenhouse Gas
(U\$)	\$	726.534,83	Eliasson, P. Riemer, A.
CC k - CUSTO ANUAL DOS			Wokaun
EQUIPAMENTOS COM AMORTIZAÇÃO			Preco do chiller baseado em
(U\$/KW)		147,28 U\$/kW	modelo e orçamento para o
CC k - CUSTO ANUAL DOS			referido equipamento na
EQUIPAMENTOS COM AMORTIZAÇÃO			
(U\$/KWh)		0,026 U\$/kWh	

Tabela 37 - Cálculo do custo de investimento de capital do ciclo com o chiller

#### Tabela 38 – Cálculo dos custos de Manutenção e Operação com o chiller no ciclo

O&M - CUSTO DE MANUTENÇÃO			
fomv	0,01		
f omf	0,09		
FC - fator de carga	0,75		
FATOR O&M	149,217 U\$/kW		
FATOR O&M	0,026 U\$/kWh		

Consolidando esses custos chegamos ao seguinte custo de energia (COE):

Tabela 39 - Cálculo consolidado do Custo de Energia (COE) com o chiller no ciclo

COE em dólares	0,151 U\$/kWh
COE em reais	0,294 R\$/kWh

Considerando esse resultado, percebe-se que houve uma considerável redução do preço final da energia. A comparação com o ciclo original será feita no Capítulo 7.

A Figura 47 ilustra o impacto dos três fatores no custo final da energia. Há uma leve mudança em relação ao ciclo original: os custos de operação e manutenção e os custos de capital sofrem uma leve alta em função da adição de um novo equipamento.



Figura 47 - Porcentagens de formação do Custo de energia para o ciclo com chiller

Por sua vez, o valor encontrado para o custo de energia (COE) é menor que o cobrado pela Light. Esse valor difere em R\$0,0197/kWh frente ao preço cobrado pela concessionária. Esse resultado representa uma diferença de -6,26% em relação a concessionária. Esses resultados são demonstrados pelas Figuras 48 e 49.



Figura 48 - Comparação entre o custo de energia calculado para o ciclo com chiller e cobrado pela light





Algumas análises de sensibilidade foram realizadas.

A primeira foi referente a variação do Custo da energia com a tarifa do gás natural. Da mesma forma que já demonstrado para o ciclo original, esse fator se mostra de bastante importância. Isso faz bastante sentido se for levado em conta o gráfico percentual da formação do COE em que ambos tem uma forte presença do fator combustível. Por outro lado, esse fator tem mais impacto no ciclo original e naturalmente aumenta a medida que a tarifa também aumenta.



Figura 50 – Influência do preço do gás natural no COE do ciclo com chiller

A segunda análise foi feita considerando mudanças com o custo de investimento atreladas a diferentes taxas de juros. Essa análise é demonstrada pela Figura 51 e se mostra importante para avaliar o quanto uma cotação mal estimada pode comprometer o custo final da energia desse ciclo.



Figura 51 - Influência do custo de investimento atrelada a diferentes taxas de juros para o ciclo com chiller

Assim como foi mostrado para o ciclo original, a variação do número de horas de funcionamento anual se mostrou muito influente. Porém, fazendo um comparativo entre os dois casos, pode ser constatado que a influência desse fator sobre o ciclo com chiller é menor. Além disso, essa influência tende a se aproximar a medida que há um aumento do número de horas.



Figura 52 - Influência da quantidade de horas por ano para o custo de energia dos dois ciclos

### 6. Capítulo 6 - Conclusões

A alteração do ciclo original com a adição de um chiller de absorção para o aproveitamento do calor dos gases de exaustão resultou em um acréscimo de 7,3% no rendimento do ciclo. Esse resultado pode ser considerado bastante satisfatório e é ilustrado pela Figura abaixo.



Figura 53 - Ilustração para comparação do rendimento do ciclo com e sem o chiller

Além de avaliar o aumento do rendimento, procurou-se também estudar o impacto no custo final da energia.

Adotando as considerações explicitadas nos subtópicos 4.6 e 5.6 do presente trabalho, foi verificada uma redução do custo de energia. Segue abaixo um comparativo a respeito dessa questão.



Figura 54 – Comparativo entre a tarifa da light e o custo de energia para o ciclo com e sem o chiller

Somando-se a isso, foi percebida uma mudança na importância dos fatores formadores do custo final da energia (fatores de custos de investimento, de combustível e de operação e manutenção). Houve uma discreta redução percentual da participação do fator custo de combustível e um aumento dos outros dois, visto que houve a adição de um novo equipamento, o chiller de absorção.

Não obstante, foram realizadas também algumas análises de sensibilidade que avaliaram os impactos de alguns fatores críticos para a constituição do preço final da energia. Tais análises foram feitas considerando a tarifa do gás natural, o custo de investimento de capital do sistema, a taxa de juros e o número de horas de funcionamento. Deve-se destacar a análise de sensibilidade do custo de investimento de capital que se torna ainda mais importante a medida que permite visualizar o custo de energia para o caso de uma estimativa de preço fora da realidade.

Por fim, o estudo atingiu resultados satisfatórios e reafirmou a extrema importância do papel que a cogeração pode desempenhar.

Em um ciclo que faz uso de SOFC, o custo de investimento de capital é normalmente muito alto o que muitas vezes compromete sua viabilidade econômica. A cogeração pode então contribuir para uma maior utilização desse tipo de tecnologia, a medida que contribui para redução do preço final da energia. Pode-se propor ainda como trabalho futuro a avaliação das outras alternativas já mencionadas: geração de vapor e trigeração.

# 7. Bibliografia

- ALLIANZ. World population - How we've grown since 1700 [S.l.]: Sustentabilidade Allianz, 2013. Disponível em:

http://sustentabilidade.allianz.com.br/?799Acesso em: 7 Março. 2013,

21:00:00.

- ALTENERGYSTOCKS. Five More Winners of the Clean Energy Race [S.l.]: archives, 2012. Disponível em:

http://www.hydrogen-fc.com/advantage-of-fuel-cell-technology/. Acesso em: 7 Março. 2013,

21:00:00.

- BARON, S., Biofuels and their use in fuel cells. Fuel Cell Today, Opening doors to fuel cell commercialisation. Imperial College, 2004.

- BARROSO, D.G., *Estudo de Cogeração em gerador de células a combustível de membrana polimérica*. Projeto de graduação, UFRJ, Rio de janeiro, RJ, Brasil, 2011.

- BEJAN, A., TSATSARONIS, G., MORAM, M. *Thermal Design and optimization*. 1ed. Nova York, John Wiley and sons. Inc., 1996.

- BREEZE, P., 2005, Power Generation Technologies.,1 ed. Grã Bretanha, Elsevier

- CAMPARINL, R.H., MELEIROL,L. A. C., JORGEL,R.M.M., CANTÃO,M.P., IMPINNIS,P.R. – "Efficiency evaluation for stationary phosphoric acid fuel cell". In: *Quím. Nova*, vol.30, no.7, São Paulo, Julho. 2007.

- CAPAZ,R.S., MARVULLE,V., Arte da Tecnologia do Hidrogênio – Review, An. 6. Encontro Energ. Meio Rural, Campinas, São Paulo, 2006.

- CARVALHO, J.,DE OLIVEIRA, R. " Mercado Previsto para células a combustível(fontes estacionárias) no mundo", Gazeta Mercantil, 18 de Junho.2003.

- CENGEL, Y.A., BOLES, M.A., 2007, *Termodinâmica.*, 5 ed., , São Paulo, Mcgrawhill Interamericana

- COBAS, V.R.M., Análise de sistemas híbridos com células a combustível de oxido sólido e Microturbinas a gás. Tese de D.Sc., Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, MG, 2006.

- DA SILVA, G.E. – Estudo de Modelos de Regime Permanente de uma célula a combustível de membrana polimérica. Projeto de graduação, UFRJ, Rio de janeiro, RJ, Brasil, 2007.

- DIAS, L.V., Estudo de Cogeração em gerador de células a combustível de óxido sólido (SOFC). Projeto de graduação, UFRJ, Rio de janeiro, RJ, Brasil, 2012.

 DOS SANTOS F.M.S.M., DOS SANTOS F.A.C.M. – "O Combustível "hidrogênio"".
In: Millenium - Revista do Instituto Politécnico de Viseu (IPV), vol.31, nº15, Viseu, Portugal, Maio, 2005.

-ELIASSON,B.,RIEMER,P.,WOKAUN,A., 1999, *Greenhouse Gas Control Technologies.*, 1 ed., Holanda, Elsevier

- EUROMONITOR INTERNATIONAL. Global Economy in 2013: Shockwaves from 2012 will Shake the Foundations of Recovery in 2013 [S.l.]: Global, 2013. Disponível em:

http://blog.euromonitor.com/2013/01/global-economy-in-2013-shockwaves-from-2012-will-shake-the-foundations-of-recovery-in-2013.html. Acesso em: 13 Março. 2013,

20:00:00.

- FCT- FUEL CELL TODAY. Fuel Cell Technology Showcase [S.l.]: history, 2013. Disponível em:

http://www.fuelcelltoday.com/about-fuel-cells/history. Acesso em: 10 Fevereiro. 2013,

16:00:00.

- FMI (FUNDO MONETÁRIO INTERNACIONAL),"Gradual Upturn in Global Growth During 2013", In: World Economic Outlook (WEO), Washington, Janeiro,2013.

- FORBES,C.A., "Combined Heat and Power In New York State, Siemens Westinghouse Power Corporation", In: Siemens Westinghouse Power Corporation - Stationary Fuel Cells Division, Estados Unidos, 2001.

- FRANCHI,T.P., Utilização de células a combustível tipo PEM como alternativa na geração auxiliar em instalações elétricas de grande porte, Tese de M.Sc., USP, São Paulo, SP, 2009.

- FRIMODT,C., MYGIND, K.F, Integration of solid oxide fuel cell and absorption cooling units. Tese de M.Sc., DTU (Technical University of Denmark), Dinamarca, 2010.

- FUELCELLTODAY. "Current State of the Industry ", The Fuel Cell

Industry Review, 2012

- HYDROGEN-FC.COM. Automation and Global Partnerships for Hydrogen Power [S.l.]: Advantage of Fuel Cell Technology, 2013. Disponível em:

http://www.hydrogen-fc.com/advantage-of-fuel-cell-technology/. Acesso em: 7 Março. 2013,

22:00:00.

- ISHAK, F., *Thermodynamic Analysis of Ammonia and Urea fed Solid Oxide Fuel Cells*, Tese de M.Sc., University of Ontario Institute of Technology, Ontario, Estados Unidos, 2011.

- IZZO JR., J.R., PERACCHIO, A.A., CHIU, W.K.S., "Modeling of gas transport through a tubular solid oxide fuel cell and the porous anode layer" In: Journal of Power Sources, Vol. 176, Estados Unidos, Janeiro. 2008.

- JONES, L., ATKINS, P.,2006, *Princípios de Química – Questionando a vida moderna e o meio ambiente*. 3 ed. Brasil, Bookman

- JÚNIOR, S.O., TRIBESS, A., NETO, A.H., FIORELLI, F.A.S., *Sistemas de Refrigeração por Absorção*. 1ed. São Paulo, USP - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo - Departamento de Engenharia Mecânica, 2004.

- KWANG HO,L., STRAND,R.K., "A System Level Simulation Model of SOFC Systems for building applications". In: Third National Conference of IBPSA, TS02-2, Berkeley, California, Estados Unidos, 2008.

- LEMAŃSKI, M.,BADUR,J. – "Parametrical analysis of a tubular pressurized SOFC". In: archives of thermodynamics, Vol. 25, No. 1, 53-72, Polônia, 2004.

- LINARDI,M., "Hidrogênio e Células a Combustível", In: Revista Economia e Energia, nº.66, Rio de Janeiro, Março. 2008.

- MAGAZONI, F.C., Análise Dinâmica de um chiller de absorção de brometo de lítioágua em processo de resfriamento de dorna de fermentação alcoólica., Tese de M.Sc., UFSC, Florianópolis, SC, 2010.

- MAROULIS,Z.B., SARAVACOS,G.D., 2003, *Food Process Design*,1 ed. Estados Unidos, Marcel Dekker,Inc.

- MME (MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA). O que o Brasil esta fazendo [S.l.]: Matriz energética, 2013. Disponível em:

http://www.brasil.gov.br/cop/panorama/o-que-o-brasil-esta-fazendo/matriz-energetica. Acesso em: 7 Março. 2013,

22:00:00.

- MONGABAY. World Energy Consumption Consumption, 1990-2030 [S.l.]: energy, 2009. Disponível em:

http://rainforests.mongabay.com/energy/energy.html. Acesso em: 11 Março. 2013,

19:00:00.

- OLESEN, A.C., JENSEN, J.R. - Solid Oxide Fuel Cell Micro Combined Heat and Power system - choosing the right reformer. Tese de M.Sc., Aalborg University, Aalborg, Dinamarca, 2009.

- PIETROGRANDE, P., BEZZECHERI, M., "Fuel Processing". In: BLOMEN, L.J.M.J.; MUGERWA, M.N. (Eds). *Fuel Cell System*, 1 ed. Nova York, Plenum Press, Cap 9, 1993.

- REUTERS. News [S.l.]: World lacks enough food, fuel as population soars: U.N., 2012. Disponível em:

http://www.reuters.com/article/2012/01/30/us-un-developmentidUSTRE80T10520120130. Acesso em: 5 Março. 2013,

21:00:00.

- SAE – SOCIETY OF AUTOMOTIVE ENGINEERS. Fuel Cell Technology Showcase [S.l.]: website, 2013. Disponível em:

http://www.sae.org/fuelcells/fuelcells-history.htm. Acesso em: 10 Fevereiro. 2013,

16:00:00.

- SILVEIRA,J.L.,MARTINS,E.,GOMES,L.A..RAGONHA JR., L.F., 1999, "Análise termodinâmica de sistemas de cogeração empregando células de combustível tipo carbonato fundido", *Anais do XV Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica*, Águas de Lindóia-SP, 1999.

- SINGHAL,S.C.,KENDAL,K.,2003, *High Temperature Solid Oxide Fuel Cells: Fundamentals, Design, and Applicatons.*, Grã Bretanha, Elsevier

- SMARSSARO,T.R., *Simulação de células a combustível em MATLAB/SIMULINK*®. Projeto de graduação, UFES, Vitória, ES, Brasil, 2007.

- STOLTEN, D., EMONTS, B., 2012, Fuel Cell Science and Engineering: Materials, Processes, Systems and Technology, Vol.1, Alemanha, Wiley-VCH Verlag & Co. KGaA.

- TOLMASQUIM, M.T., 2003, *Fontes renováveis de energia no Brasil*. 1ed. Rio de Janeiro, Interciência, Cinergia.

- U.S. DEPARTAMENT OF ENERGY, 2004, *Fuel Cell Handbook*.7ed., Morgantown, West Virginia, EG&G Technical Services, Inc.

- VAN WYLEN, G., SONNTAG, R., BORGNAKKE, C., 2009, *Fundamentos da Termodinâmica*.7ed. São Paulo, Edgar Blucher

- WENDT, H.,GÖTZ,M.,LINARDI,M. – "Tecnologia de células a combustível". In: *Quím. Nova*, vol.23, nº4, São Paulo, Julho. 2000.

- WORLDWATCH. Continued Growth in Renewable Energy Investments [S.l.]: Energy & Transportation, 2013. Disponível em:

http://www.worldwatch.org/continued-growth-renewable-energy-investments. Acesso em: 12 Março. 2013,

21:00:00.