

**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE PROCESSOS EM UMA PLATAFORMA
DE EXTRAÇÃO DE PETRÓLEO COM GERAÇÃO TERMELÉTRICA E
RECUPERAÇÃO DE CO₂**

Guilherme Rohden Echelmeier

São Paulo

2010

**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE PROCESSOS EM UMA PLATAFORMA
DE EXTRAÇÃO DE PETRÓLEO COM GERAÇÃO TERMELÉTRICA E
RECUPERAÇÃO DE CO₂**

Trabalho de formatura apresentado à Escola
Politécnica da Universidade de São Paulo para
obtenção do título de Graduação em Engenharia

Guilherme Rohden Echelmeier

Orientador: Silvio de Oliveira Júnior

Área de Concentração:
Engenharia Mecânica

São Paulo

2010

FICHA CATALOGRÁFICA

Echelmeier, Guilherme Rohden

Modelagem e simulação de processos em uma plataforma de extração de petróleo com geração termelétrica e recuperação de CO2 / G.R. Echelmeier. – São Paulo, 2010.

53 p.

Trabalho de Formatura - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Mecânica.

1. Energia térmica 2. Termoelectricidade 3. Avaliação de processos (Modelagem; Simulação) 4. Estruturas Offshore I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Mecânica II. t.

RESUMO

O projeto contempla a análise dos processos que ocorrem em uma plataforma de extração de petróleo offshore com geração termelétrica e separação de CO₂. O trabalho foca na análise da recirculação dos gases de combustão do sistema de cogeração e utilização de diferentes solventes para a absorção do CO₂. Os resultados obtidos permitiram determinar as vantagens e desvantagens da recirculação de gases e o impacto que a inclusão do sistema de separação de CO₂ representa para o sistema de cogeração, que fornece trabalho elétrico e carga térmica para os outros sistemas da plataforma. Para a realização dos cálculos, foi utilizado o software EES - Engineering Equation Solver.

ABSTRACT

The project includes the analysis of processes that occur in an offshore platform with cogeneration system and CO₂ capture. The work focuses on the analysis of CO₂ enrichment in the flue gas that enters the CO₂ capture system by exhaust gas recirculation and the use of different solvents to capture CO₂. The results allowed to determine the advantages and disadvantages of exhaust gas recirculation and the impact that the inclusion of the CO₂ capture system represents for cogeneration systems, which provides electric work and heating load to other systems in the platform. Calculations were made using EES - Engineering Equation Solver.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	1
1.1	Contexto histórico.....	1
1.1.1	O pré-sal	2
1.2	Motivação	3
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.1	Sistema de cogeração com recirculação de gases de combustão	5
2.2	Sistema de processamento primário	6
2.3	Sistema de separação de CO ₂ dos gases de exaustão.....	7
3	METODOLOGIA.....	9
3.1	Sistema de cogeração com recirculação de gases de combustão	9
3.1.1	Notação utilizada.....	12
3.1.2	Cálculos de propriedades da mistura de gases	13
3.1.3	Misturador	14
3.1.4	Drenagem do vapor d'água condensado D1	15
3.1.5	Compressor	16
3.1.6	Câmara de combustão	17
3.1.7	Turbina	18
3.1.8	Caldeira de recuperação	19
3.1.9	Válvula de saída S1	20
3.1.10	Resfriador.....	20
3.1.11	Drenagem do vapor d'água condensado D2	21
3.1.12	Válvula de saída S2	22
3.1.13	Cálculo da potência elétrica gerada.....	22
3.1.14	Cálculo da carga térmica fornecida.....	23

3.1.15	Cálculo da vazão volumétrica na turbina	23
3.2	Sistema de processamento primário	23
3.3	Sistema de separação de CO₂	24
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	25
4.1	Influência da recirculação	27
4.2	Influência do solvente utilizado.....	32
4.3	Análise exergética do sistema de separação de CO₂.....	36
5	CONCLUSÕES.....	39
6	RECOMENDAÇÕES PARA ESTUDOS FUTUROS	41
7	ANEXO	42
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	53

1 INTRODUÇÃO

Este trabalho trata do desenvolvimento de um modelo para a simulação dos processos que ocorrem em plataformas de extração de petróleo com geração termelétrica e recuperação de CO₂. O modelo desenvolvido é composto pelos seguintes sistemas:

- Cogeração, que utiliza o gás proveniente do petróleo para a geração de eletricidade e carga térmica para os processos que ocorrem na plataforma,
- Processamento primário do petróleo, que o separa em óleo, gás e água, e;
- Separação de CO₂, para posterior injeção no poço.

A simulação do modelo, feita com o auxílio do software comercial EES – Engineering Equation Solver, permite a avaliação de desempenho dos sistemas que constituem o modelo empregando-se o conceito de exergia e rendimento exergético.

1.1 Contexto histórico

Quando se trata do uso do petróleo, é comum o pensamento errôneo de que este teve início apenas com o advento da Revolução Industrial. Existem relatos que indicam que os egípcios, por exemplo, já utilizavam o petróleo para embalsamar mortos, enquanto povos pré-colombianos utilizavam esse produto na pavimentação de estradas.

No Brasil, sabe-se da existência do petróleo desde os tempos de regime imperial. Nessa época, Marquês de Olinda cedeu o direito a José Barros de Pimentel de explorar betume nas margens do rio Marau, na Bahia. Até as primeiras

décadas do século XX, alguns estudiosos e exploradores anônimos tentaram perfurar poços de petróleo, porém, sem obter êxito.

Na década de 30, entretanto, essa situação mudou. Com base em relatos de moradores de Lobato, um bairro suburbano de Salvador, que utilizavam uma espécie de “lama preta” como combustível de suas lamparinas, o engenheiro agrônomo Manoel Inácio de Basto realizou testes e experimentos que atestaram a existência de petróleo na localidade. Em 1938, viabilizou-se a criação do CNP - Conselho Nacional do Petróleo, e um ano após, foi encontrado o primeiro poço de petróleo na localidade de Lobato.

Na década de 50, teve-se a criação da Petrobrás – Petróleo Brasileiro S.A., dando um início efetivo à exploração de petróleo no país. Em 1968, a empresa passou a desenvolver um projeto de extração iniciando a exploração marítima de petróleo, projetando mundialmente o país como líder tecnológico nesse ramo da indústria petrolífera. Nesse período, os poços perfurados se encontravam apenas em águas rasas.

Devido ao choque do petróleo, no começo da década de 70, a exploração de petróleo offshore foi incentivada. Assim, passou-se a buscar petróleo em regiões que antes eram consideradas economicamente inviáveis, como em águas profundas. Entretanto, a expansão da produção para águas profundas teve início apenas em 1984 e 1985, quando foram descobertos os campos de Albacora e Marlim, respectivamente.

Em 2003, a descoberta de novas bacias possibilitou que a capacidade de produção de petróleo no país suprisse cerca de 90% da demanda interna pelo produto. Em 2006, o volume de produção atingiu níveis ainda mais elevados, permitindo que, pela primeira vez, o país se tornasse auto-suficiente na produção de petróleo.

1.1.1 O pré-sal

No ano de 2007, o governo brasileiro anunciou a descoberta de um novo campo de exploração petrolífera na camada conhecida como pré-sal, na área de Tupi, na Bacia de Santos. Trata-se de reservas de petróleo encontradas a uma pro-

fundidade de aproximadamente 7 mil metros, e, acredita-se, apresentam imensos poços de petróleo em excelente estado de conservação.

Apesar das incertezas com relação à estimativa da reserva de Tupi, acredita-se que essa reserva pode possuir o potencial de até dobrar o volume de gás e óleo que pode ser extraído do subsolo brasileiro. Além disso, estimativas indicam que o país poderia se colocar entre os dez maiores produtores de petróleo do mundo.

Pode-se dizer que a descoberta do pré-sal ainda instiga várias questões que somente serão respondidas na medida em que os novos campos de exploração forem devidamente conhecidos. Enquanto isso, cabe ao governo traçar devidamente as políticas que vão definir as regras para a exploração do petróleo nas áreas recém-descobertas.

1.2 Motivação

Uma plataforma de extração de petróleo é constituída por diversos sistemas diferentes, que operam com diferentes formas de energia. Por diversos fatores, como ambientais e econômicos, é extremamente desejável que essa energia seja utilizada da melhor maneira possível. Torna-se, então, necessária a avaliação de desempenho dos sistemas da plataforma, seja de um modo global ou seja através da análise individual de cada um de seus componentes.

Usualmente, a análise de eficiência energética é feita com base na primeira lei da termodinâmica. De modo sucinto, a eficiência é dada pela razão entre a quantidade de energia associada ao efeito desejado e a quantidade de energia necessária para a sua realização. Apesar de útil em muitas aplicações, essa análise não faz distinção entre os diferentes tipos de energia envolvidos. Em comparação à tradicional análise de eficiência baseada na primeira lei, a análise exergética apresenta a vantagem de levar as diferentes formas de energia envolvidas nos processos em análise à mesma base de comparação. A não consideração das diferentes qualidades energéticas entre as diferentes formas envolvidas na análise pode levar a resultados mascarados. A análise exergética, porém, torna os resultados mais precisos e possibi-

lita que sejam tomadas melhores decisões com relação a mudanças em projetos e condições de operação em unidades.

Quanto maior for a eficiência exergética associada a um determinado processo, mais trabalho será realizado (ou menos trabalho será necessário para realizar determinada tarefa). Esse fato se mostra interessante sob pelo menos dois aspectos. O primeiro é que os recursos naturais apresentam exergia (disponibilidade) e podem ser tratados como reservatórios de disponibilidade. Essas reservas podem ser encontradas em várias formas distintas, como reservas de carvão, de urânio e de petróleo, foco deste trabalho. O emprego dos conceitos de exergia permitem concluir que, quanto maiores forem as ineficiências presentes em nossos processos, maior será a diminuição de nossas reservas de disponibilidade. O uso eficiente e a conservação destas reservas de disponibilidades, porém, são uma importante responsabilidade para todos nós.

Um segundo aspecto que evidencia a importância de se realizar tarefas com a maior eficiência possível é o econômico. De um modo geral, trabalho envolve custos, de forma que quanto menor a ineficiência envolvida, menor o trabalho necessário para realizar a tarefa desejada, implicando menores custos.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este trabalho analisa os processos em uma plataforma de extração de petróleo offshore constituída de três sistemas principais: cogeração, processamento primário e separação de CO₂. Diversos trabalhos já existentes apresentam análises aprofundadas acerca de cada um desses sistemas, e, portanto, serão utilizados como base para a análise da plataforma como um todo.

2.1 Sistema de cogeração com recirculação de gases de combustão

Em uma plataforma offshore, a potência gerada pela turbina a gás é utilizada para acionar um gerador elétrico que fornece trabalho para os demais sistemas, enquanto os gases de combustão que deixam a turbina são utilizados em uma caldeira de recuperação com queima suplementar de combustível para fornecer carga térmica e água pressurizada para a plataforma. Desse modo, esse sistema pode ser definido como um típico sistema de cogeração.

Usualmente, os gases de exaustão (que deixam o sistema de cogeração) são direcionados a uma chaminé e lançados na atmosfera. Nesse trabalho, os gases de exaustão são redirecionados ao sistema de separação de CO₂, onde o gás carbônico é capturado através de processos químicos. A eficiência desses processos e a carga térmica necessária para que ocorram estão relacionadas à concentração de CO₂ nos gases que alimentam o sistema de separação, sendo, sob estes aspectos, interessante buscar meios de elevar a concentração de CO₂ nos gases de exaustão. Para isso, de acordo com Wolf et al. (2006), pode-se aumentar a concentração de CO₂ nos gases de exaustão através da recirculação de gases, fazendo com que parte dos gases de combustão que deixam a caldeira de recuperação seja misturada com o ar atmosférico e retorne ao ciclo, passando novamente pelo compressor, câmara de combustão e demais componentes do sistema de cogeração.

2.2 Sistema de processamento primário

O petróleo extraído pela plataforma é levado ao sistema de processamento primário, onde é separado em óleo, gás e água. O óleo passa pelo módulo de bombeamento no qual é bombeado para a costa, o gás passa pelo módulo de compressão e parte é consumida na turbina a gás e fornalha da caldeira de recuperação e a água é devolvida ao mar.

Esse sistema consome exergia na forma de calor para aquecer o petróleo (e permitir a separação) e trabalho para comprimir o gás natural e bombear o óleo. O trabalho (elétrico) é fornecido através do gerador acoplado à turbina a gás do sistema de cogeração, enquanto o calor (carga térmica) é obtido na caldeira de recuperação com queima suplementar.

Oliveira; Hombeeck (1997) realizaram a análise exergética para um sistema de processamento primário típico, representado na Figura 1, com capacidade de produzir aproximadamente 285t/h de óleo e 29t/h de gás (com fornecimento de 450t/h de petróleo). Os valores obtidos para a demanda de trabalho elétrico e carga térmica serão utilizados nesse trabalho.

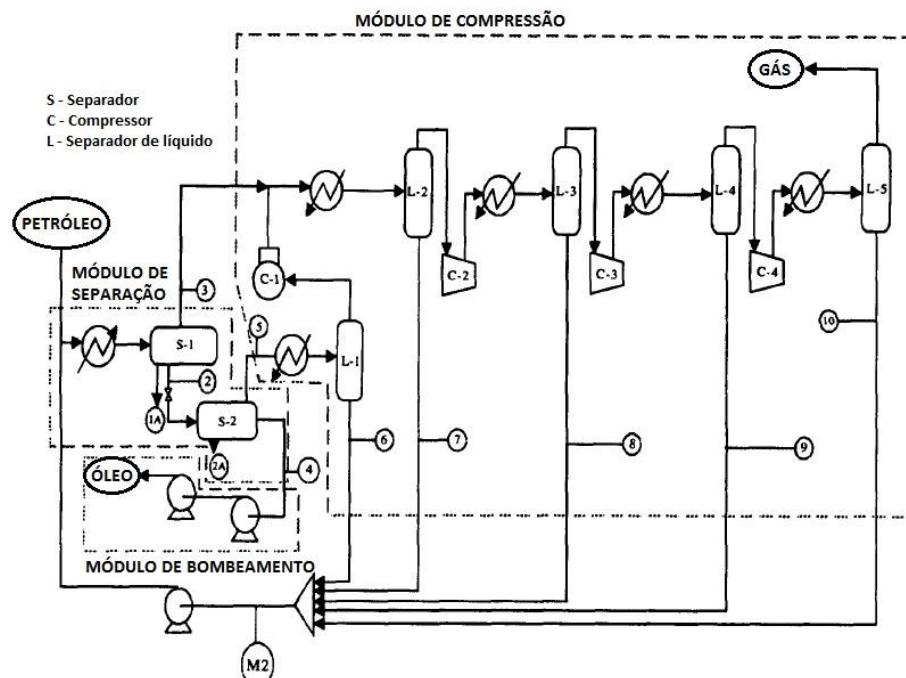


Figura 1 - Sistema de processamento primário (OLIVEIRA; HOMBEECK, 1997)

2.3 Sistema de separação de CO₂ dos gases de exaustão

A viabilidade técnica de sistemas de separação de CO₂ já foi comprovada em diversas aplicações, como indústria alimentícia e química. Entretanto, ainda não há sistemas de separação de CO₂ comercialmente disponíveis para aplicações em larga escala, como plataformas offshore e plantas de geração de energia, em virtude da elevada vazão de gases de exaustão (e consequentemente, elevada vazão de CO₂ a ser separada) e da baixa pressão parcial do CO₂. Alguns fabricantes, como Alstom e Powerspan, possuem sistemas em desenvolvimento, atualmente em testes em unidades-piloto. A previsão é que esses sistemas sejam comercialmente viáveis por volta de 2015.

De acordo com Mofarahi et al. (2006), há diferentes métodos para separar CO₂ de uma mistura de gases, como através de membranas, absorção física, absorção química entre outros. Devido às características dos gases de exaustão de sistemas de cogeração (concentração de CO₂ abaixo de 20% e pressão da mistura próxima da pressão atmosférica), a separação de CO₂ através da absorção química surge como o método mais indicado para essa aplicação. De fato, os sistemas de separação de CO₂ em desenvolvimento para aplicações em plantas de geração de energia utilizam a absorção química para capturar o gás carbônico.

Apesar das diferenças existentes entre os sistemas de diferentes fabricantes, todos se baseiam no esquema apresentado na Figura 2. Os gases de exaustão do sistema de cogeração são lavados e resfriados e entram na torre de absorção. Nessa etapa, o contato entre o CO₂ e o solvente utilizado resulta em uma reação química na qual o CO₂ é absorvido. Os gases tratados (basicamente N₂) são liberados na atmosfera, enquanto o solvente rico em CO₂ é aquecido em um trocador de calor e levado para a torre de regeneração. Nessa etapa, é fornecida uma carga térmica para reverter a reação de absorção, ou seja, liberar o CO₂ absorvido e regenerar o solvente. O solvente regenerado retorna à torre de absorção, enquanto o CO₂ liberado passa por um condensador para reduzir as perdas do solvente por evaporação e segue para a compressão.

Diversos trabalhos analisam diferentes soluções de solventes para absorver o CO₂ a fim de determinar o solvente ideal, isto é, o solvente com maior fator

de carregamento (kmol de CO₂ absorvido por kmol de solvente) e menor energia de regeneração (kJ de calor por kg de CO₂ separado). Mofarahi et al. (2006) e Veawab et al. (2003) estudam diferentes soluções de aminas (MEA, DEA, DGA e MDEA), enquanto Darde et al. (2009), Kozak et al. (2009) e Valenti; Bonalumi; Macchi (2009) analisam soluções de amônia. Os valores apresentados pelos diferentes estudos divergem entre si, não sendo possível determinar qual família de solventes (aminas ou amônia) apresenta os melhores resultados. Entretanto, os trabalhos realizados permitem definir faixas de valores dentro das quais variam o fator de carregamento e a energia de regeneração. Sendo assim, nesse trabalho serão considerados valores que estejam dentro das faixas definidas pelos estudos citados.

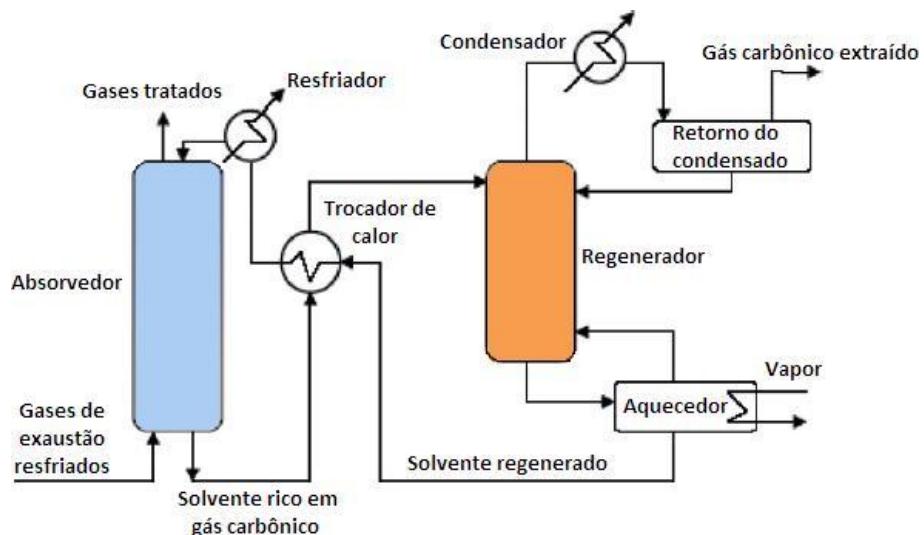


Figura 2 - Sistema de separação de CO₂ por absorção química (adaptado de MOFARAHI et al, 2006)

3 METODOLOGIA

Este trabalho tem por objetivo elaborar um modelo matemático para a simulação dos processos que ocorrem em uma plataforma com geração termelétrica e recuperação de CO₂. Com base no que foi descrito na revisão bibliográfica, faz-se a modelagem de cada um dos sistemas e, posteriormente, a integração do modelo de cada sistema para obter o modelo da plataforma como um todo.

3.1 Sistema de cogeração com recirculação de gases de combustão

Considerando a existência de recirculação de gases de combustão, conforme apresentado por Wolf et al. (2006), tem-se o sistema de cogeração representado na Figura 3, com as seções relevantes numeradas de 0 a 10.

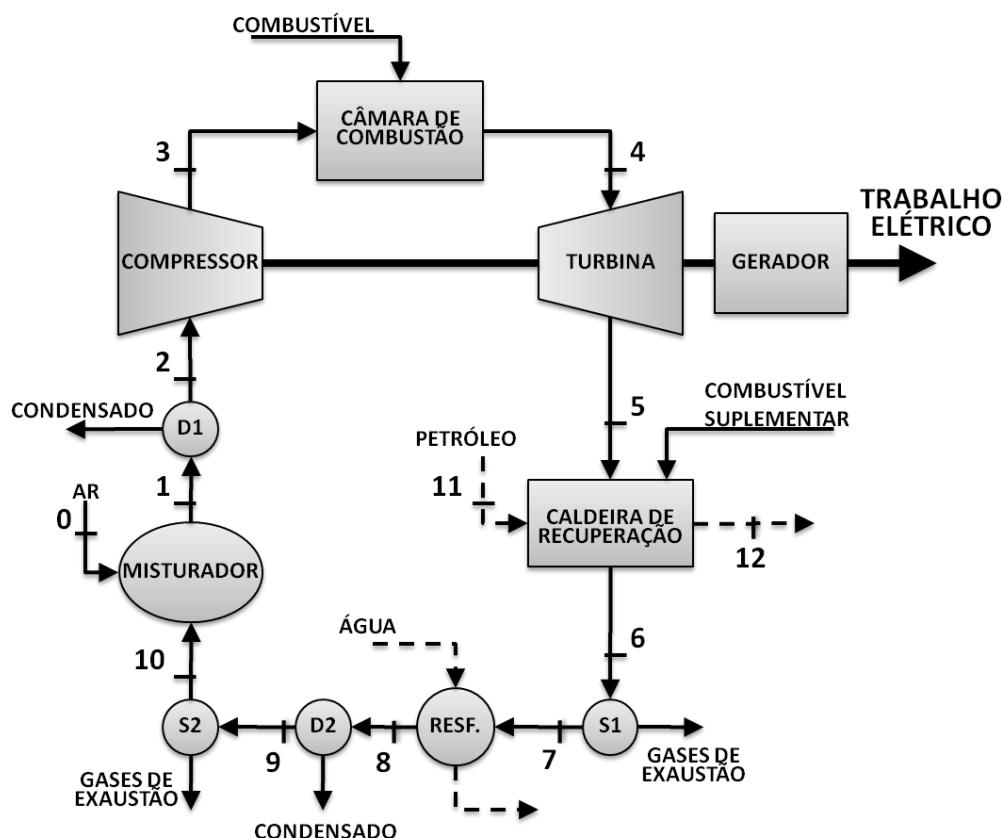


Figura 3 - Sistema de cogeração modelado

Na seção 0, tem-se a entrada de ar atmosférico no sistema. Primeiramente, o ar é levado a uma câmara onde é misturado aos gases de combustão recirculantes. Essa mistura, seção 1, pode apresentar vapor d'água condensado caso a umidade relativa do ar atmosférico esteja alta, sendo necessária a instalação de um dispositivo para drenar o condensado (D1). A mistura resultante, sem presença de água líquida, seção 2, segue para o compressor, de onde é comprimida e segue para a câmara de combustão, seção 3.

Na câmara de combustão, entram os gases provenientes do compressor e o combustível a ser queimado. Após a reação de combustão, os gases saem da câmara de combustão em direção à turbina, seção 4, na qual são expandidos e seguem em direção à caldeira de recuperação com queima suplementar, seção 5. O trabalho gerado na turbina é utilizado para o acionamento do compressor, bem como no fornecimento de energia elétrica para os outros sistemas através de um gerador.

Na caldeira de recuperação, tem-se o pré-aquecimento do petróleo (cujo fluxo está indicado por setas tracejadas) à custa da entalpia armazenada nos gases de combustão e da queima suplementar, seção 5. Não há entrada de ar externo na fornalha da caldeira de recuperação, e, portanto, a queima suplementar ocorre apenas com a mistura de gases que sai da turbina, que ainda possui oxigênio em sua composição. Após a troca de calor com o petróleo, os gases saem da caldeira de recuperação, seção 6.

Os gases seguem, então, para a primeira válvula de saída do sistema (S1), que determina a vazão de gases que recircula e vazão de gases de exaustão (que deixam o sistema de cogeração) que segue para o sistema de separação de CO₂. Após passar por essa válvula, seção 7, os gases que permanecem no ciclo (com temperatura ainda elevada) passam por um resfriador a fim de reduzir sua temperatura para valor próximo ao da temperatura ambiente. Isso é necessário, pois temperaturas altas na entrada do compressor fazem com que este trabalhe de modo ineficiente.

Ao sair do resfriador, seção 8, é muito provável que ocorra novamente a condensação de vapor d'água presente nos gases de combustão. Esse condensado é drenado (D2) e os gases de combustão seguem para a segunda válvula de saída do sistema de cogeração (S2), seção 9. Novamente, essa válvula determina a vazão de gases que recircula e a vazão de gases que é encaminhada ao sistema de separação de

CO₂. Os gases que permanecem no ciclo seguem para o misturador, seção 10, onde se juntam ao ar atmosférico e reiniciam o ciclo de cogeração.

Nesse modelo, o ar externo e os gases que passam pelo sistema de cogeração são modelados como uma mistura de gases perfeitos contendo CO₂, H₂O, N₂ e O₂. A fração molar de cada constituinte, bem como suas propriedades termodinâmicas (temperatura, pressão etc.), varia ao longo das seções do sistema de cogeração em virtude dos processos que ocorrem em cada componente (compressor, câmara de combustão, turbina etc.).

O combustível utilizado pelo sistema de cogeração é o gás obtido através do processamento primário do petróleo. Nesse modelo, o gás combustível é uma mistura de hidrocarbonetos da forma C_nH_{2n+2}, com *n* variando de 1 a 10. A fração molar de cada constituinte se encontra na Tabela 1, juntamente com a variável utilizada na modelagem matemática.

Tabela 1 - Constituintes do gás combustível

<i>n</i>	Variável	Constituinte	Fração molar
1	y_1	Metano	0,8486
2	y_2	Etano	0,0613
3	y_3	Propano	0,0421
4	y_4	Butano	0,0284
5	y_5	Pentano	0,0134
6	y_6	Hexano	0,0056
7	y_7	Heptano	0
8	y_8	Octano	0,0016
9	y_9	Nonano	0
10	y_{10}	Decano	0
-	y_{11}	Vapor d'água	0,0008

Para o caso em que não há recirculação de gases de combustão, a vazão volumétrica na entrada da turbina a gás é determinada pela vazão de combustível consumida e excesso de ar utilizado. Essa mesma vazão volumétrica de gases na turbina é considerada para o caso em que existe recirculação. Desse modo, aumentando a taxa de recirculação, deve-se reduzir a entrada de ar externo a fim de se manter a vazão na turbina constante. No limite, chega-se à situação em que os gases de com-

bustão não possuem mais oxigênio, ou seja, chega-se à condição estequiométrica. Para essa situação, tem-se a maior taxa de recirculação possível.

3.1.1 Notação utilizada

Além da notação já definida na Tabela 1 para os gases constituintes do combustível, será utilizada a notação apresentada na Tabela 2 (para identificar as variáveis) e Tabela 3 (para identificar os subscritos) na modelagem matemática do sistema de cogeração.

Tabela 2 - Variáveis utilizadas na modelagem

Variável	Descrição	Unidade
T	Temperatura	$^{\circ}C$
P	Pressão	kPa
H, h	Fluxo de entalpia, entalpia específica	$kW, kJ/kg$
S, s	Fluxo de entropia, entropia específica	$kW/K, kJ/kgK$
m	Vazão mássica	kg/s
MM	Massa molar	$kg/kmol$
f	Vazão molar da mistura de gases	$kmol/s$
W	Trabalho	kW
φ	Umidade relativa	$\%$
e	Excesso	-
r	Rendimento	-
β	Fração dos gases que retorna ao ciclo	-
a	Fração molar de CO_2	-
b	Fração molar de H_2O	-
c	Fração molar de N_2	-
d	Fração molar de O_2	-
$corr$	Fator de correção	-
rp	Relação de pressão no compressor	-
vaz	Vazão (mássica ou volumétrica)	kg/s ou m^3/s

Tabela 3 - Subscritos utilizados

Subscrito	Descrição
0, 1, ..., 10	Referente às seções representadas na Figura 3
<i>ar</i>	Ar
<i>comb</i>	Combustível (gás proveniente da separação do petróleo)
<i>gc</i>	Gases de combustão
<i>CO</i> ₂	Gás carbônico
<i>H</i> ₂ <i>O</i>	Água
<i>N</i> ₂	Nitrogênio
<i>O</i> ₂	Oxigênio
<i>S1</i>	Válvula da saída 1
<i>S2</i>	Válvula da saída 2
<i>par</i>	Parcial
<i>sat</i>	Saturação
<i>s</i>	Caso isentrópico
<i>esteq</i>	Estequiométrico
<i>el</i>	Elétrico
<i>comp</i>	Compressor
<i>turb</i>	Turbina
<i>trans</i>	Transmissão
<i>ger</i>	Gerador
<i>supl</i>	Queima suplementar (fornalha)
<i>pp</i>	Processamento primário
<i>sep</i>	Separação de CO ₂
<i>rem</i>	Removida

3.1.2 Cálculos de propriedades da mistura de gases

Em uma seção genérica *i* do ciclo representado na Figura 3, tem-se uma mistura entre CO₂, H₂O, N₂ e O₂. Além disso, tem-se uma vazão dessa mistura, a uma determinada temperatura e pressão. As seguintes expressões são válidas para qualquer seção *i*:

$$a_i + b_i + c_i + d_i = 1 \quad (1)$$

$$m_i = f_i MM_i \quad (2)$$

$$MM_i = a_i MM_{CO_2} + b_i MM_{H_2O} + c_i MM_{N_2} + d_i MM_{O_2} \quad (3)$$

$$H_i = f_i (a_i h_{CO_2} MM_{CO_2} + b_i h_{H_2O} MM_{H_2O} + c_i h_{N_2} MM_{N_2} + d_i h_{O_2} MM_{O_2}) \quad (4)$$

$$S_i = f_i (a_i s_{CO_2} MM_{CO_2} + b_i s_{H_2O} MM_{H_2O} + c_i s_{N_2} MM_{N_2} + d_i s_{O_2} MM_{O_2}) \quad (5)$$

Nestas expressões, as entalpias e entropias específicas são calculadas no estado termodinâmico de cada gás em cada seção (temperatura e pressão parcial).

3.1.3 Misturador

O misturador recebe o ar atmosférico e os gases de combustão recirculantes e envia a mistura resultante para o compressor. As perdas de carga são desprezíveis, de modo que:

$$P_1 = P_0 = P_{10} \quad (6)$$

Como não há reação química, há conservação de massa e do número de moles:

$$f_1 = f_0 + f_{10} \quad (7)$$

$$m_1 = m_0 + m_{10} \quad (8)$$

Porém, há alteração na composição dos gases (frações molares), sendo necessário o cálculo da nova composição (gases que entram no compressor):

$$a_1 = \frac{(f_0 a_0 + f_{10} a_{10})}{f_1} \quad (9)$$

$$b_1 = \frac{(f_0 b_0 + f_{10} b_{10})}{f_1} \quad (10)$$

$$c_1 = \frac{(f_0 c_0 + f_{10} c_{10})}{f_1} \quad (11)$$

$$d_1 = \frac{(f_0 d_0 + f_{10} d_{10})}{f_1} \quad (12)$$

Aplicando a Primeira Lei ao misturador, tem-se que:

$$H_1 = H_0 + H_{10} \quad (13)$$

Conhecendo as entalpias nas seções 0 (condições ambiente) e 10, determina-se a entalpia na saída do misturador, determinando a temperatura na seção 1.

3.1.4 Drenagem do vapor d'água condensado D1

Após a saída do misturador, pode-se ter água condensada misturada aos gases. Para determinar se ocorre ou não a condensação, basta comparar o valor de P_{sat,H_2O} nas condições da seção 1 com o produto $P_1 \cdot b_1$ (que corresponde à pressão parcial do vapor d'água caso toda a água estiver no estado gasoso). Naturalmente, o maior valor que a pressão parcial do vapor d'água pode atingir é P_{sat,H_2O} , de modo que:

$P_1 \cdot b_1 > P_{sat,H_2O}$: ocorre condensação;

$P_1 \cdot b_1 \leq P_{sat,H_2O}$: não ocorre condensação.

No caso de ocorrer condensação, a pressão parcial do vapor d'água na seção 2 será igual à sua pressão de saturação (umidade relativa de 100%). Caso contrário, sua pressão parcial não sofrerá alteração da seção 1 para a seção 2.

Caso haja condensação e drenagem da água líquida, as vazões de CO_2 , N_2 e O_2 não sofrerão alteração de 1 para 2. Entretanto, devido à diminuição da vazão de água (pois a vazão da parte líquida será retirada), a fração molar dos gases constituintes da mistura em 2 sofrerá alteração. Definindo um fator de correção dado pela razão entre vazões molares da seção 1 e da seção 2, tem-se:

$$corr_2 = \frac{f_1}{f_2} \quad (14)$$

$$a_2 = a_1 \cdot corr_2 \quad (15)$$

$$b_2 = \text{MIN} \left(b_1; \frac{P_{\text{sat}, H_2O}}{P_1} \right) \quad (16)$$

$$c_2 = c_1 \cdot \text{corr}_2 \quad (17)$$

$$d_2 = d_1 \cdot \text{corr}_2 \quad (18)$$

As perdas de carga são desprezíveis e a temperatura se mantém constante, de modo que:

$$P_2 = P_1 \quad (19)$$

$$T_2 = T_1 \quad (20)$$

3.1.5 Compressor

Os gases provenientes do misturador são comprimidos no compressor, sem ocorrência de reações químicas, de modo que há conservação de massa, de número de moles e da constituição da mistura de gases:

$$f_3 = f_2 \quad (21)$$

$$m_3 = m_2 \quad (22)$$

$$a_3 = a_2 \quad (23)$$

$$b_3 = b_2 \quad (24)$$

$$c_3 = c_2 \quad (25)$$

$$d_3 = d_2 \quad (26)$$

Conhecendo-se a relação de pressões no compressor, sabe-se que:

$$P_3 = rp \cdot P_2 \quad (27)$$

A entropia na seção 2 é conhecida, e no caso isentrópico, $S_{s3} = S_2$. Determina-se, assim, T_{s3} . Pode-se, então, determinar H_{s3} (entalpia na saída do compressor no caso isentrópico). Por fim, encontra-se a entalpia no caso real (considerando um rendimento isentrópico de compressão r_{comp}):

$$H_3 = H_2 + \frac{(H_{s3} - H_2)}{r_{comp}} \quad (28)$$

E conhecendo H_3 , encontra-se a temperatura na saída do compressor.

3.1.6 Câmara de combustão

A reação de combustão do gás combustível pode ser determinada através dos balanços de massa de cada elemento envolvido. Os balanços de carbono, hidrogênio, nitrogênio e oxigênio são, respectivamente, os seguintes:

$$f_3 a_3 + f_{comb,turb} (\sum_{i=1}^{10} i \cdot y_i) = f_4 a_4 \quad (29)$$

$$2f_3 b_3 + f_{comb,turb} (\sum_{i=1}^{10} (2i + 2) y_i) = 2f_4 b_4 \quad (30)$$

$$f_3 c_3 = f_4 c_4 \quad (31)$$

$$f_3 (2a_3 + b_3 + 2d_3) + f_{comb,turb} y_{11} = f_4 (2a_4 + b_4 + 2d_4) \quad (32)$$

A vazão de ar teórico (condição estequiométrica) pode ser obtida impondo a condição $d_4 = 0$, ou seja, sem excesso de oxigênio. Então, a vazão molar de ar que entra no sistema de cogeração (para o caso sem recirculação) é dada por:

$$f_0 = (1 + e_{ar}) f_{ar, esteq} \quad (33)$$

Dessa forma, pode-se calcular a vazão volumétrica na entrada da turbina para o caso sem recirculação, e fixar a vazão obtida para o caso com recirculação.

A perda de carga na câmara é considerada desprezível, de modo que $P_4 = P_3$. O balanço de massa na câmara e o número de moles resultantes da combustão são dados por:

$$m_4 = m_3 + m_{comb,turb} \quad (34)$$

$$f_4 = \frac{m_4}{MM_4} \quad (35)$$

A temperatura adiabática de chama pode ser determinada a partir da aplicação da Primeira Lei à câmara de combustão:

$$H_4 = H_3 + H_{comb,turb} \quad (36)$$

A entalpia do combustível pode ser determinada de maneira análoga às misturas de gases das seções analisadas:

$$H_{comb} = f_{comb} \left(\sum_{i=1}^{10} y_i h_{C_i H_{2i+2}} M M_{C_i H_{2i+2}} \right) \quad (37)$$

Determinando H_4 , pode-se encontrar a temperatura dos gases na saída da câmara de combustão.

3.1.7 Turbina

A análise da turbina é muito semelhante àquela feita para o compressor, observando a pequena diferença existente entre os conceitos de rendimento isentrópico para a turbina e para o compressor. Havendo conservação do número de molas (ausência de reações químicas), conservação de massa e admitindo que os gases são expandidos até a pressão atmosférica, tem-se que as seguintes equações são verdadeiras:

$$f_5 = f_4 \quad (38)$$

$$m_5 = m_4 \quad (39)$$

$$P_5 = P_0 \quad (40)$$

$$a_5 = a_4 \quad (41)$$

$$b_5 = b_4 \quad (42)$$

$$c_5 = c_4 \quad (43)$$

$$d_5 = d_4 \quad (44)$$

A entropia na seção 4 é conhecida, e no caso isentrópico, $S_{s5} = S_4$. Analogamente a o que foi feito na analise do compressor, determina-se, assim, T_{s5} e H_{s5} (entalpia após a expansão isentrópica na turbina). Então, encontra-se a entalpia no caso real (considerando um rendimento isentrópico da turbina r_{turb}):

$$H_5 = H_4 - (H_4 - H_{s5}) \cdot r_{turb} \quad (45)$$

E conhecendo H_5 , encontra-se a temperatura após a expansão.

3.1.8 Caldeira de recuperação

Os gases expandidos na turbina, seção 5, seguem para a caldeira de recuperação, a fim de aproveitar a entalpia ainda armazenada para o pré-aquecimento do petróleo extraído, com queima suplementar de combustível para fornecer a carga térmica requerida pelo sistema de processamento primário e separação de CO₂. Nesse trabalho, a temperatura dos gases de combustão que deixam a caldeira de recuperação, seção 6, está fixada em $T_6 = 120^\circ C$. Admitindo que as perdas de carga são desprezíveis, tem-se:

$$P_6 = P_5 \quad (46)$$

Há reação de combustão entre o combustível suplementar e os gases que deixam a turbina. Portanto, deve-se fazer o balanço de carbono, hidrogênio, nitrogênio e oxigênio:

$$f_5 a_5 + f_{comb,supl} (\sum_{i=1}^{10} i \cdot y_i) = f_6 a_6 \quad (47)$$

$$2f_5 b_5 + f_{comb,supl} (\sum_{i=1}^{10} (2i + 2)y_i) = 2f_6 b_6 \quad (48)$$

$$f_4 c_4 = f_6 c_6 \quad (49)$$

$$f_5 (2a_5 + b_5 + 2d_5) + f_{comb,supl} y_{11} = f_6 (2a_6 + b_6 + 2d_6) \quad (50)$$

Balanço de massa e determinação da nova vazão molar dos gases de combustão (que deixam a caldeira):

$$m_6 = m_5 + m_{comb,supl} \quad (51)$$

$$f_6 = \frac{m_6}{MM_6} \quad (52)$$

Aplicando a Primeira Lei à caldeira de recuperação, determina-se a carga térmica fornecida para os demais sistemas:

$$CT = H_{comb,supl} + H_5 - H_6 \quad (53)$$

3.1.9 Válvula de saída S1

Nesta válvula, a fração β_{S1} da vazão dos gases que passa na seção 6 permanece no ciclo, enquanto o restante $(1 - \beta_{S1})$ segue para o sistema de separação de CO₂. Tem-se as seguintes igualdades:

$$f_7 = \beta_{S1} \cdot f_6 \quad (54)$$

$$m_7 = \beta_{S1} \cdot m_6 \quad (55)$$

$$P_7 = P_6 \quad (56)$$

$$T_7 = T_6 \quad (57)$$

$$a_7 = a_6 \quad (58)$$

$$b_7 = b_6 \quad (59)$$

$$c_7 = c_6 \quad (60)$$

$$d_7 = d_6 \quad (61)$$

3.1.10 Resfriador

No resfriador, os gases que ainda permanecem no ciclo são novamente resfriados, para temperaturas mais próximas da temperatura ambiente, a fim de evitar reduções muito significativas no rendimento do compressor. Neste trabalho, a temperatura dos gases que deixam o resfriador está fixada em $T_8 = 40^\circ C$, sendo controlada pela vazão de água no trocador de calor.

Na ausência de reações químicas, há conservação de massa e de número de moles, bem como das frações molares dos constituintes da mistura. Nota-se que, na saída do resfriador, é muito provável que haja vapor d'água condensado. Assim, na seção 8, tem-se provavelmente uma mistura de gases e água líquida. Para esta mistura, tem-se as seguintes propriedades:

$$f_8 = f_7 \quad (62)$$

$$m_8 = m_7 \quad (63)$$

$$P_8 = P_7 \quad (64)$$

$$a_8 = a_7 \quad (65)$$

$$b_8 = b_7 \quad (66)$$

$$c_8 = c_7 \quad (67)$$

$$d_8 = d_7 \quad (68)$$

3.1.11 Drenagem do vapor d'água condensado D2

Analogamente a o que ocorre na saída do misturador, Após a saída do resfriador, pode-se ter água condensada. Novamente, compara-se o valor de P_{sat,H_2O} nas condições da seção 8 com o produto $P_8 \cdot b_8$ e se define um fator de correção da vazão e frações molares, igual a 1 no caso de não ocorrer condensação.

$$corr_9 = \frac{f_8}{f_9} \quad (69)$$

$$a_9 = a_8 \cdot corr_9 \quad (70)$$

$$b_9 = \text{MÍN} \left(b_8; \frac{P_{sat,H_2O}}{P_8} \right) \quad (71)$$

$$c_9 = c_8 \cdot corr_9 \quad (72)$$

$$d_9 = d_8 \cdot corr_9 \quad (73)$$

As perdas de carga são desprezíveis e a temperatura se mantém constante, de modo que:

$$P_9 = P_8 \quad (74)$$

$$T_9 = T_8 \quad (75)$$

3.1.12 Válvula de saída S2

Analogamente à válvula de saída S1, a fração β_{S2} da vazão dos gases que passam na seção 9 permanece no ciclo, enquanto o restante $(1 - \beta_{S2})$ segue para o sistema de separação de CO_2 . Tem-se as seguintes igualdades:

$$f_{10} = \beta_{S2} \cdot f_9 \quad (76)$$

$$m_{10} = \beta_{S2} \cdot m_9 \quad (77)$$

$$P_{10} = P_9 \quad (78)$$

$$T_{10} = T_9 \quad (79)$$

$$a_{10} = a_9 \quad (80)$$

$$b_{10} = b_9 \quad (81)$$

$$c_{10} = c_9 \quad (82)$$

$$d_{10} = d_9 \quad (83)$$

Tendo determinado as propriedades da seção 10, fecha-se o ciclo de cogeração.

3.1.13 Cálculo da potência elétrica gerada

A expressão para a potência elétrica gerada é facilmente deduzida a partir das entalpias nas seções 2 e 3 (antes e depois do compressor) e 4 e 5 (antes e depois da turbina). Parte do trabalho gerado na turbina é utilizada no acionamento do compressor, enquanto o restante, trabalho líquido, é utilizado no acionamento de um gerador, produzindo potência elétrica. As expressões para o cálculo dos trabalhos são as seguintes:

$$W_{comp} = H_2 - H_3 \quad (84)$$

$$W_{turb} = H_4 - H_5 \quad (85)$$

$$W_{el} = (W_{comp} + W_{turb}) \cdot r_{trans} \cdot r_{ger} \quad (86)$$

3.1.14 Cálculo da carga térmica fornecida

Conforme deduzido na modelagem da caldeira de recuperação, a carga térmica fornecida aos demais sistemas é obtida através da Primeira Lei, considerando rendimento de 100% na caldeira de recuperação:

$$CT = H_{comb,supl} + H_5 - H_6 \quad (87)$$

3.1.15 Cálculo da vazão volumétrica na turbina

Para determinar a vazão volumétrica na entrada da turbina, faz-se a simulação sem recirculação de gases e com o excesso de ar determinado. A vazão volumétrica pode ser determinada analisando um dos constituintes da mistura de gases, como por exemplo, o gás carbônico:

$$vaz_{turb} = v_{CO_2,3} a_3 f_3 M M_{CO_2} \quad (88)$$

O volume específico do CO₂ na seção 3 $v_{CO_2,3}$ é calculado à temperatura T_3 e pressão parcial $a_3 P_3$.

3.2 Sistema de processamento primário

Os processos de separação, bombeamento e compressão que ocorrem nesse sistema não estão modelados nesse trabalho. Uma análise aprofundada do sistema de processamento primário foi feita por Oliveira; Hombeeck (1997). Nesse modelo, esse sistema será representado apenas pela sua demanda de trabalho elétrico e de carga térmica. Esses valores são obtidos diretamente da análise de Oliveira; Hombeeck (1997). e são os seguintes:

$$W_{el} = 6283kW \quad (89)$$

$$CT_{pp} = 28191kW \quad (90)$$

Essas demandas devem ser fornecidas pelo sistema de cogeração.

3.3 Sistema de separação de CO₂

Analogamente a o que foi feito para o sistema de processamento primário, o sistema de separação de CO₂ será representado apenas por sua demanda de trabalho elétrico e carga térmica. Entretanto, como a potência necessária para o funcionamento desse sistema é desprezível, será considerada apenas a carga térmica necessária para regenerar o solvente e liberar o CO₂.

Devido às divergências encontradas nos trabalhos analisados com relação à energia necessária para regenerar o solvente (carga térmica de separação), não será determinado o solvente utilizado nesse modelo. Em vez disso, serão utilizados diferentes valores para a carga térmica de separação, valores estes dentro da faixa de valores possíveis determinada pelas diferentes referências.

A eficiência na separação do CO₂ é fixada em 90%, ou seja, 90% da vazão de CO₂ nos gases de exaustão é capturada e separada. Portanto, a carga térmica da separação é dada por:

$$CT_{sep} = ct \cdot vaz_{rem} \quad (91)$$

$$vaz_{rem} = 0,9 \cdot vaz_{CO_2} \quad (92)$$

A vazão de CO₂ vaz_{CO_2} é determinada conhecendo a abertura das válvulas S1 e S2, o que permite determinar a vazão molar de gases de exaustão. Multiplicando pela fração molar de CO₂ e sua massa molar, tem-se vaz_{CO_2} .

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Introduzindo as equações apresentadas para cada um dos componentes do sistema de cogeração e as demandas de trabalho elétrico e carga térmica dos outros sistemas no EES – Engineering Equation Solver, impondo condições para o meio externo (propriedades da seção 0) e introduzindo valores numéricos para parâmetros do sistema (como rendimentos do compressor e turbina, frações que retornam ao ciclo nas válvulas S1 e S2 etc.), pode-se simular o sistema modelado.

A simulação do modelo é capaz de fornecer as temperaturas, pressões, composições (em frações molares), vazões (mássicas e molares), umidades relativas, entalpias e quaisquer outras propriedades relevantes em cada uma das seções do ciclo para as demandas de trabalho elétrico e carga térmica impostas.

As condições impostas para o meio externo (seção 0) são as seguintes:

$$T_0 = 25^\circ C \quad (93)$$

$$P_0 = 101,35 kPa \quad (94)$$

$$\varphi_0 = 100\% \quad (95)$$

A umidade relativa foi assumida como 100% pelo fato de a plataforma de extração de petróleo estar localizada em meio ao oceano

A definição da relação de pressões no compressor e dos rendimentos do compressor, turbina, gerador e de transmissão foi feita da seguinte forma:

$$rp = 10 \quad (96)$$

$$r_{comp} = 0,94 \quad (97)$$

$$r_{turb} = 0,93 \quad (98)$$

$$r_{ger} = 0,95 \quad (99)$$

$$r_{trans} = 0,95 \quad (100)$$

As demandas de trabalho elétrico e carga térmica são a soma das demandas dos sistemas de processamento primário e separação de CO₂:

$$CT = CT_{pp} + CT_{sep} \quad (101)$$

$$W_{el} = 6283kW \quad (102)$$

Para as simulações, também foi fixado $\beta_{S1} = 1$, ou seja, 100% dos gases de combustão que passam pela válvula S1 permanecem no sistema, seguindo para o resfriador (seção 7). Dessa forma, a saída dos gases de exaustão se dá apenas pela válvula S2.

Como já explicado, para a simulação do sistema de cogeração com recirculação de gases foi fixada uma vazão volumétrica na turbina. Essa vazão corresponde àquela que passaria pela turbina no caso sem recirculação e com excesso de ar fixado em 300%. Portanto, simulando o sistema de cogeração convencional (sem recirculação de gases) e com 300% de excesso de ar, obtém-se uma vazão na turbina $vaz_{turb} = 4,221m^3/s$. Essa vazão foi fixada e utilizada nos casos em que há recirculação.

Para fins de comparação dos resultados, foram consideradas três situações distintas:

- 1) Sem separação de CO₂ e sem recirculação (BASE);
- 2) Com separação de CO₂ e sem recirculação (CASO 1);
- 3) Com separação de CO₂ e com recirculação máxima (CASO 2).

Inicialmente, como um valor médio para ct (carga térmica necessária no sistema de separação por quilograma de CO₂ separado), adota-se $ct = 5MJ/kg$. Além disso, como já mencionado, tem-se os seguintes parâmetros fixados:

$$W_{el} = 6283kW \quad (103)$$

$$CT_{PP} = 28191kW \quad (104)$$

$$vaz_{turb} = 4,221m^3/s \quad (105)$$

Portanto, simulando o modelo para os três casos, tem-se os resultados apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 - Comparação entre os três casos

	BASE	Caso 1	Caso 2
Vazão na torre de absorção (kg/s)	-	24,66	16,99
Fração molar de CO₂ (%)	-	7,95	11,62
Vazão de CO₂ separada (kg/s)	0	2,696	2,684
Vazão de CO₂ emitida (kg/s)	2,208	0,2996	0,2982
Redução na emissão de CO₂* (%)	-	86,43	86,49
Carga térmica na separação (kW)	0	13480	13421
Vazão de combustível na turbina (kg/s)	0,3738	0,3738	0,3791
Vazão de combustível na fornalha (kg/s)	0,4026	0,6809	0,6723
Vazão total de combustível (kg/s)	0,7764	1,055	1,051
Aumento na vazão de combustível (%)	-	35,84	35,42
Recirculação máxima (%)	-	-	30,77

Os resultados mostram, de fato, uma redução significativa na emissão de CO₂ devido ao sistema de separação, acompanhada de um aumento no consumo de combustível (a fim de fornecer a carga térmica necessária para a reação de liberação do CO₂ preso ao solvente). Comparando os casos 1 e 2, observa-se que as únicas diferenças não-desprezíveis se encontram na vazão na torre de absorção e na fração molar de CO₂ nos gases de exaustão. A redução da vazão de 24,66 kg/s para 16,99 kg/s se deve à recirculação, pois fixada a vazão volumétrica na turbina, tem-se uma vazão de gases de combustão aproximadamente constante ao longo do sistema de cogeração. Assim, aumentando a recirculação, reduz-se a vazão de gases de exaustão. Essa redução, juntamente com o aumento na fração molar de 7,95% para 11,62%, permite a utilização de solventes que necessitam de uma pressão parcial de CO₂ maior na absorção. Esses solventes também necessitam de menos energia para a regeneração e normalmente possuem fator de carregamento maior, o que implica em estruturas mais leves e baratas no sistema de separação de CO₂.

4.1 Influência da recirculação

Analizando os resultados para valores intermediários de recirculação (de 0% até a máxima, 30,77%), tem-se os gráficos representados da Figura 4 até a Figura 7.

A Figura 4 mostra claramente a variação das frações molares de CO₂ e O₂ com o aumento da recirculação, bem como a vazão na coluna de absorção. Observa-se que, como previsto, o aumento na recirculação reduz a fração de oxigênio nos gases de exaustão, até que na recirculação máxima (30,77% nesse caso), tem-se uma concentração de oxigênio nula. Além disso, observa-se o aumento na concentração de CO₂ até o máximo de 11,62% para a recirculação máxima. Conforme mencionado, há também uma redução considerável na vazão de gases que passam pela torre de absorção.

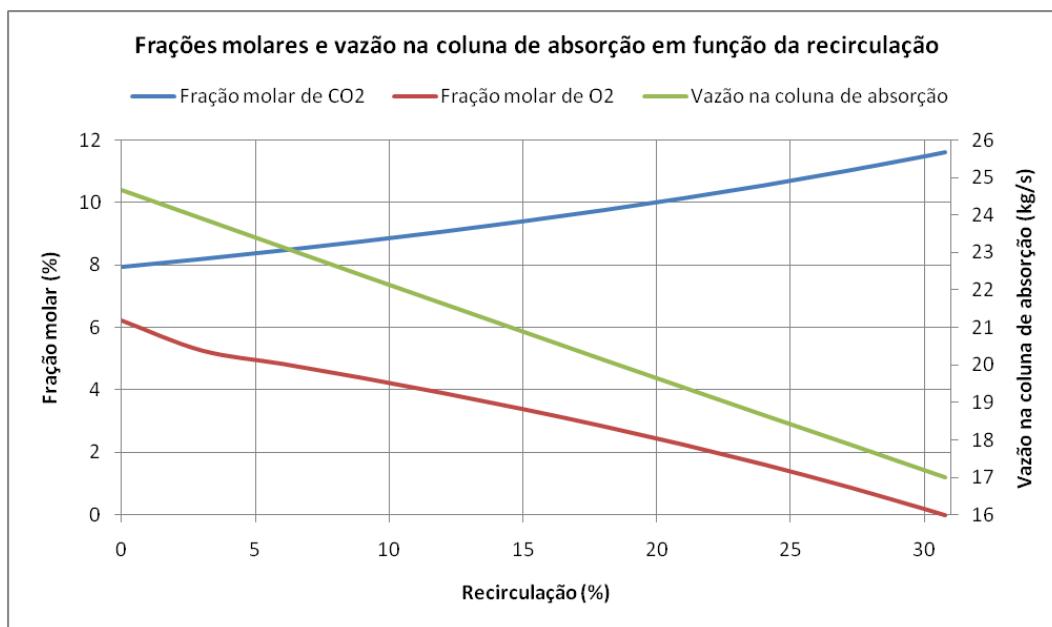


Figura 4

A Figura 5 mostra que praticamente não há variação no consumo de combustível (tanto na turbina quanto na fornalha) com o aumento da recirculação. Além disso, há uma queda muito pequena na carga térmica necessária para o sistema de separação de CO₂. Portanto, fica evidente que a recirculação tem efeito praticamente nulo sobre o consumo de combustível e carga térmica da separação.

A Figura 6 mostra que a recirculação tem efeito desprezível também nas vazões de CO₂ emitidas e separadas. Isso vai de encontro com o gráfico anterior, pois como não há aumento considerável no consumo de combustível, a vazão de CO₂ que entra no sistema de separação deve permanecer praticamente constante.

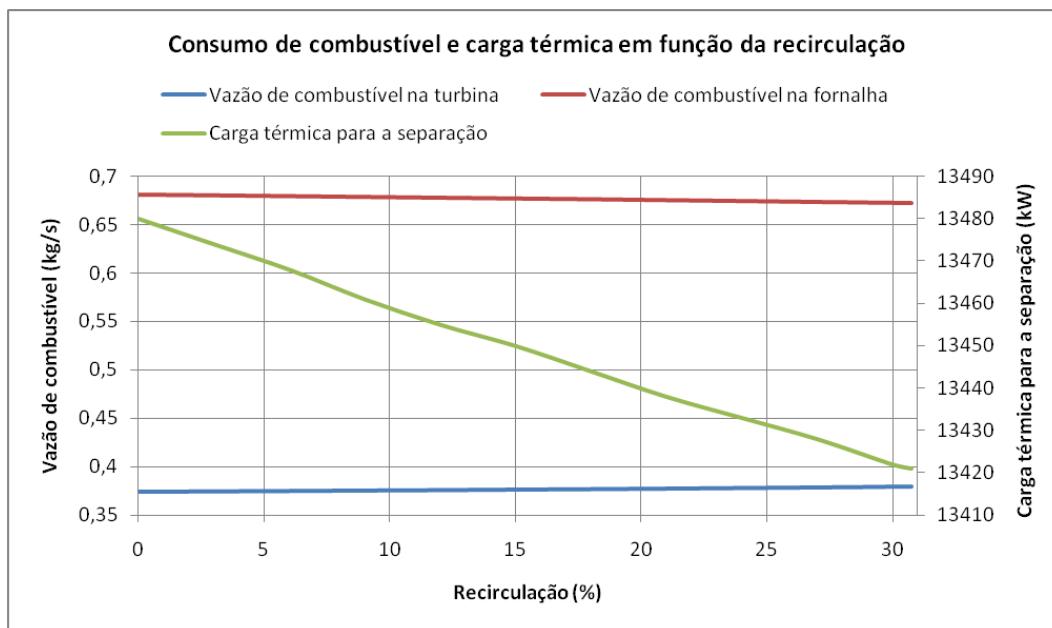


Figura 5

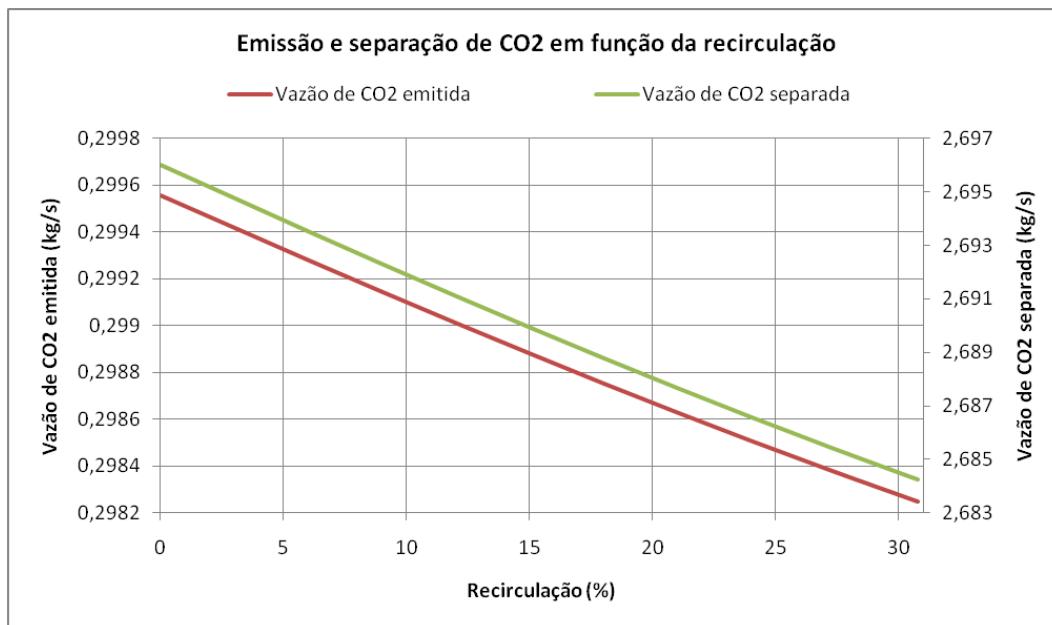


Figura 6

A Figura 7 mostra a variação do coeficiente politrópico com a recirculação. O coeficiente politrópico é um parâmetro construtivo muito importante para turbinas a gás, e a variação deste com a recirculação permite avaliar se uma determinada turbina que era utilizada na situação convencional (sem recirculação de gases, com valor do coeficiente igual a 1,397) poderá operar com recirculação sem grandes

prejuízos em seu funcionamento. Outro parâmetro importante para turbinas a gás é a velocidade do som, e sua variação em função da recirculação se encontra representada na Figura 8.

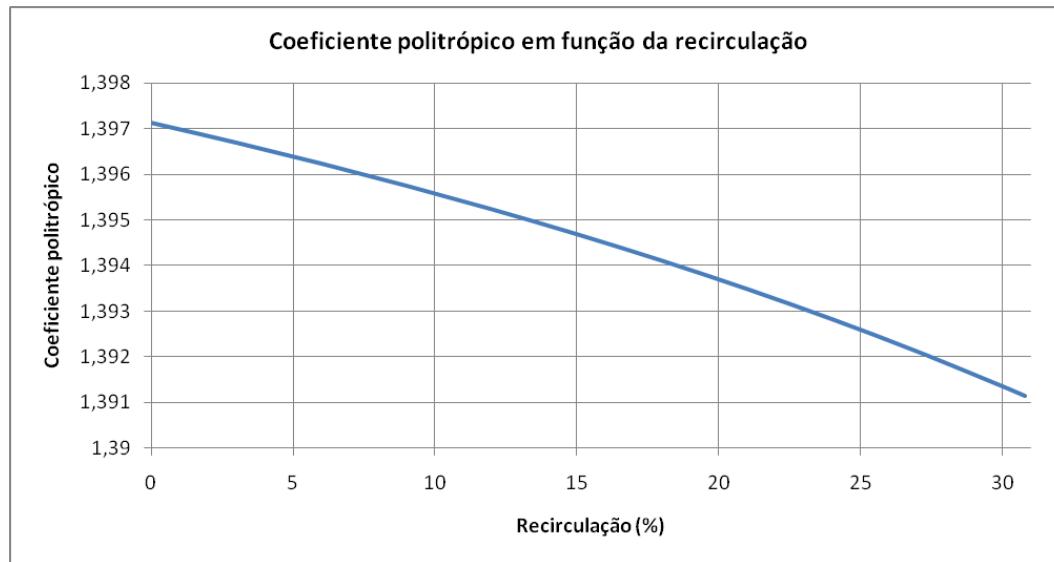


Figura 7

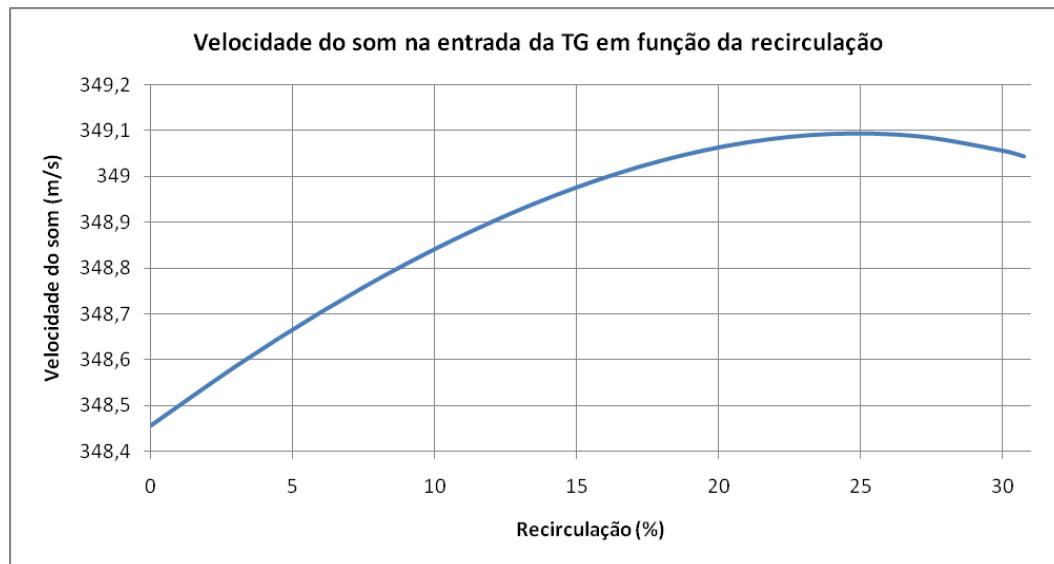


Figura 8

Na Figura 9, tem-se a variação do calor específico a pressão constante dos gases que passam pela caldeira de recuperação/fornalha em função da recirculação de gases. Esse parâmetro permite avaliar, para uma dada carga térmica fornecida

pelos gases, qual será sua variação de temperatura. Caso o valor do calor específico se reduza para valores muito baixos, pode ocorrer a condensação de alguns elementos poluentes juntamente com a água podendo causar a corrosão dos componentes.

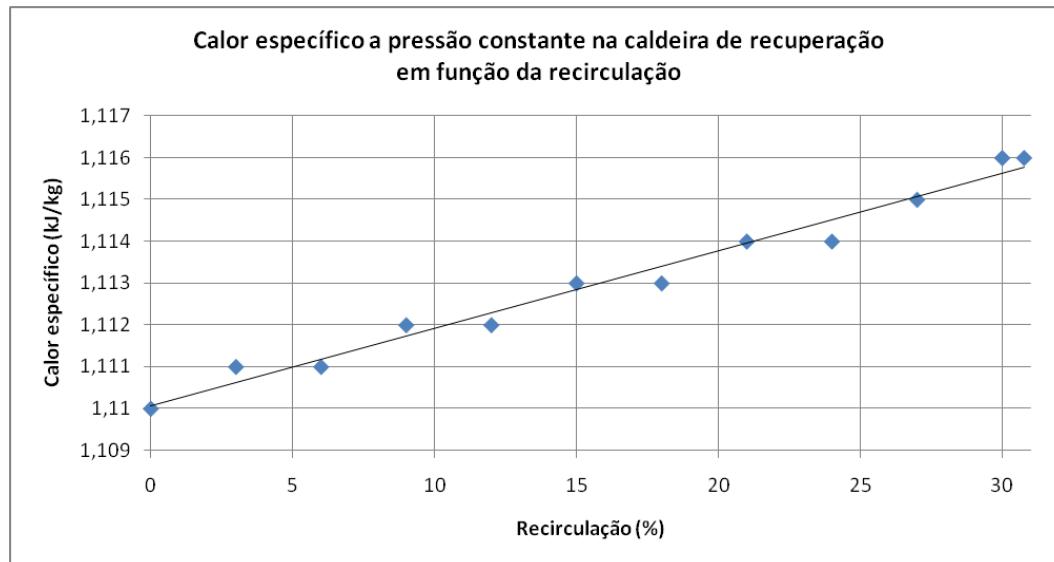


Figura 9

Dos resultados apresentados até então, pode-se concluir que a recirculação de gases de combustão apresenta algumas vantagens para o sistema de separação de CO₂, sendo estas as principais:

- 1) Possibilidade de utilização de um solvente que necessite de uma pressão parcial de CO₂ maior na absorção. Esses solventes também necessitam de menos energia para liberar o CO₂ e apresentam maior fator de carregamento (kmol de CO₂ por kmol de solvente utilizado). Com um maior fator de carregamento, há uma vazão menor de solvente circulando entre as torres de absorção e regeneração. Esse fato implica na segunda vantagem.
- 2) Estruturas mais leves (o peso é um parâmetro muito importante em plataformas offshore) e mais baratas. Com uma vazão menor de solvente circulando pelo sistema de separação de CO₂, pode-se reduzir as dimensões das torres, dutos e trocadores de calor.

Entretanto, a recirculação também apresenta desvantagens:

- 1) Necessidade de instalação de dutos e válvulas para direcionar os gases que saem da caldeira de recuperação de volta ao sistema de cogeração.
- 2) Necessidade de instalação de um trocador de calor após a caldeira de recuperação para reduzir a temperatura dos gases de combustão para valores próximos à temperatura ambiente (para evitar perdas de eficiência no compressor da turbina).

Resumidamente, a recirculação permite uma redução na carga térmica e peso dos componentes do sistema de separação de CO₂, mas implica em um aumento de peso no sistema de cogeração. Portanto, para determinar se a recirculação é vantajosa, deve-se realizar uma comparação aprofundada entre as vantagens e desvantagens proporcionadas.

4.2 Influência do solvente utilizado

Nos resultados apresentados até este ponto, foi considerada a utilização de um solvente com $ct = 5MJ/kg$. Devido às divergências encontradas nos estudos já realizados acerca de diferentes solventes, em vez de analisar o comportamento das diferentes soluções encontradas na literatura, será feita uma análise da influência do valor de ct nos demais parâmetros considerando a situação de recirculação máxima (0% de oxigênio nos gases de combustão). Dessa forma, torna-se irrelevante qual solução está sendo utilizada, importando apenas o valor do ct que a mesma proporciona.

Essa análise é basicamente o oposto do que foi feito nos resultados apresentados até aqui. Anteriormente, foi fixado o valor de ct , enquanto a recirculação variava de 0% até a máxima possível. Agora, a recirculação será fixada no máximo

possível, enquanto o valor de ct varia de $0,5MJ/kg$ até $9MJ/kg$. Simulando para as novas condições, tem-se os resultados representados da Figura 10 até a Figura 13.

Na Figura 10, observa-se como o valor de ct influencia na recirculação máxima possível e no coeficiente politrópico. A recirculação máxima cai com o aumento de ct pois, com o crescimento deste, tem-se um aumento na carga térmica necessária na separação (pois $CT_{sep} = ct \cdot vaz_{rem}$), o que exige a queima de mais combustível na fornalha. Sendo assim, há menos oxigênio nos gases de combustão, reduzindo o valor da recirculação máxima. Para $ct = 9122$ tem-se a situação limite na qual não pode mais haver recirculação, pois não há oxigênio nos gases que saem da caldeira de recuperação. O aumento no valor de ct também faz com que, na turbina, a fração de CO_2 caia e a fração de O_2 suba a fim de possibilitar a queima de mais combustível na fornalha. O coeficiente politrópico do CO_2 é 1,289, enquanto o do O_2 é 1,393. Desse modo, a substituição de CO_2 por O_2 na turbina eleva o valor do coeficiente politrópico da mistura de gases que passa pela turbina.

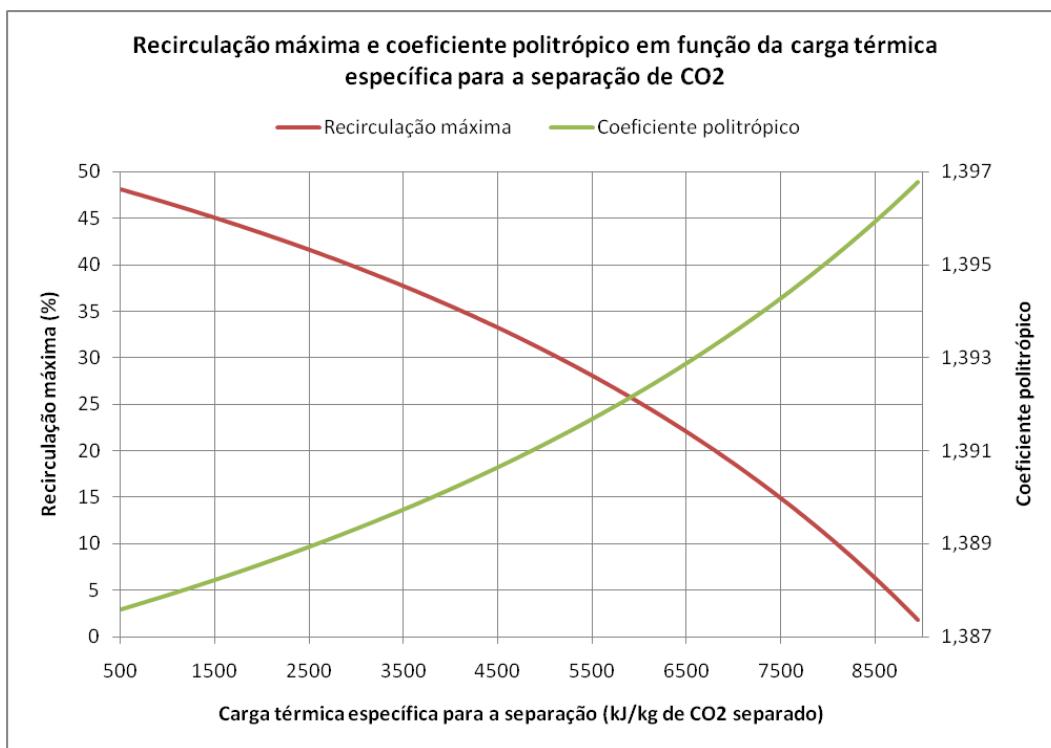


Figura 10

Na Figura 11, considerando sempre a recirculação máxima (variável, conforme a Figura 10) para cada valor de ct , observa-se que o aumento no valor de ct não interfere na concentração de CO₂ nos gases de combustão. Isso acontece porque a recirculação máxima já foi atingida, de modo que não há mais oxigênio nos gases de combustão, independendo do valor de ct . Por outro lado, observa-se um aumento expressivo na vazão de gases na coluna de absorção, pois com o aumento no valor de ct , há uma redução na recirculação máxima (vide Figura 10), aumentando a vazão que segue para o sistema de separação.

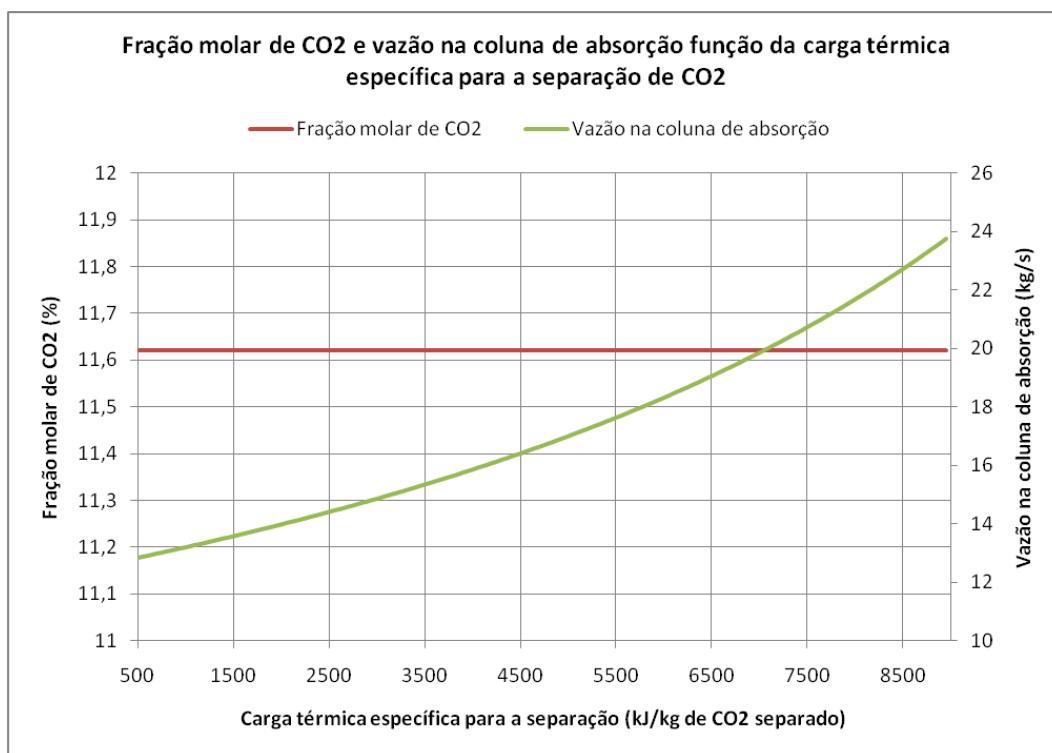


Figura 11

Na Figura 12, observa-se que a vazão de combustível na turbina permanece aproximadamente constante, pois não há variação na demanda elétrica (gerada através da turbina a gás). Dessa forma, o aumento na carga térmica necessária para o sistema de separação (pois $CT_{sep} = ct \cdot vaz_{rem}$) deve ser compensado por um aumento na vazão de combustível na fornalha, exatamente como mostrado no gráfico.

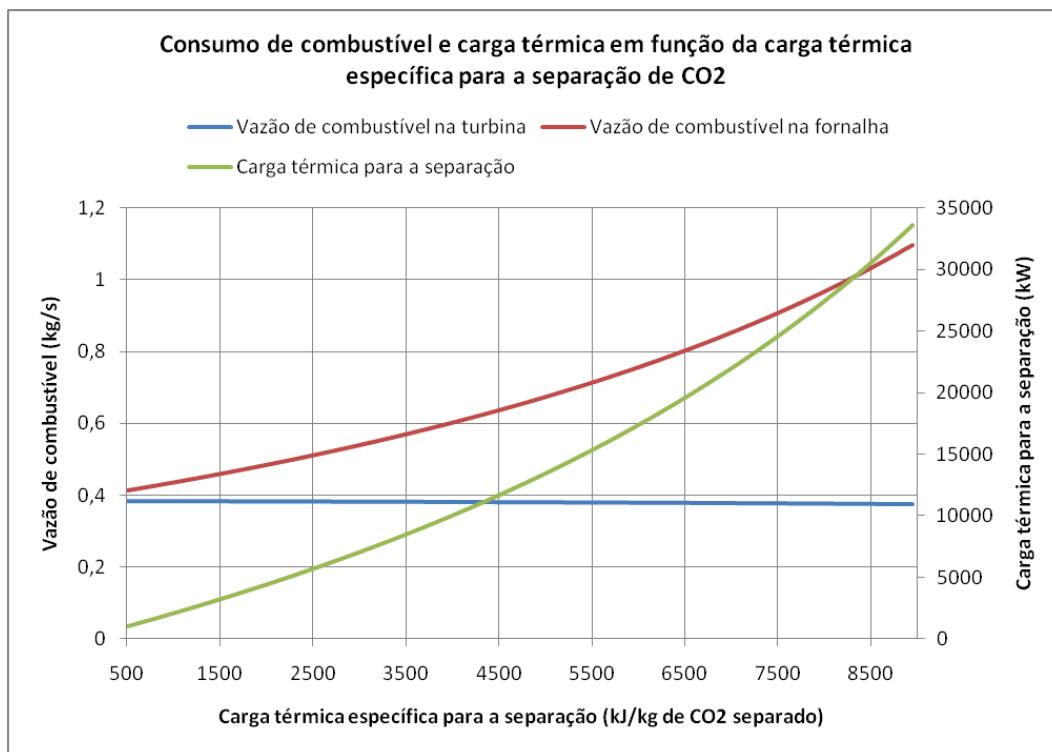


Figura 12

A Figura 13 mostra a variação nas vazões de CO₂ emitidas e separadas. Como visto na Figura 12, o aumento no valor de ct resulta em um aumento na carga térmica para a separação (pois $CT_{sep} = ct \cdot vaz_{rem}$), implica em um consumo de combustível maior na fornalha e leva a um aumento na vazão de CO₂ nos gases que deixam o sistema de cogeração (apesar de manter sua fração molar constante em 11,62%). Assim, tanto as vazões emitidas quanto as separadas crescem com o valor de ct .

Portanto, dos resultados obtidos para diferentes valores de ct , conclui-se que este é um parâmetro de extrema importância, pois determina diversos outros parâmetros como taxa de recirculação, vazão de gases na torre de absorção, consumo de combustível, coeficiente politrópico, vazão de CO₂ emitida e separada entre outros. Conclui-se também que, para solventes que necessitam de muita energia para a regeneração (liberação do CO₂), a taxa de recirculação máxima é baixa. Isso possivelmente elimina a vantagem da recirculação, pois os custos para recircular os gases de combustão (dutos, válvulas, resfriador dos gases de combustão etc.) podem supe-

rar as vantagens obtidas na redução das dimensões da coluna de absorção de CO₂ do sistema de separação.

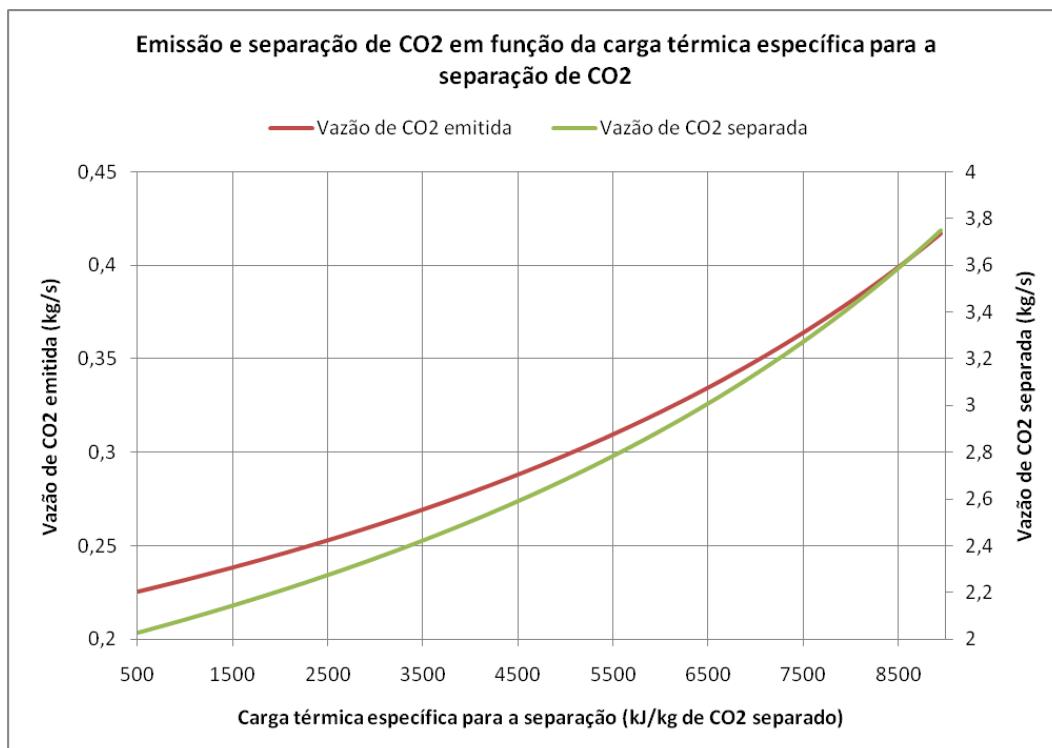


Figura 13

4.3 Análise exergética do sistema de separação de CO₂

Para a realização da análise exergética no sistema de separação de CO₂, considera-se o esquema representado na Figura 14. A seção 13 corresponde à entrada dos gases de exaustão no sistema de separação. A seção 14 corresponde à chaminé (saída dos gases tratados, com fração molar de CO₂ reduzida) e a seção 15 é a saída do CO₂ capturado. Há ainda um fluxo de exergia entrando no sistema devido à carga térmica de separação, e devido às irreversibilidades, há um fluxo de exergia destruída saindo do sistema.

Antes de entrar no sistema de separação, os gases devem passar por um lavador de gás, a fim de remover contaminantes que possam causar a corrosão da torre de absorção e/ou do solvente utilizado. Além disso, para favorecer a reação de

absorção do CO_2 , a temperatura e a pressão dos gases de exaustão (que entram no sistema de separação) devem ser próximas das condições ambientes. Assim, será adotado que:

$$T_{13} = T_{14} = 40^\circ\text{C} \quad (106)$$

$$P_{13} = P_{14} = 101,35\text{kPa} \quad (107)$$

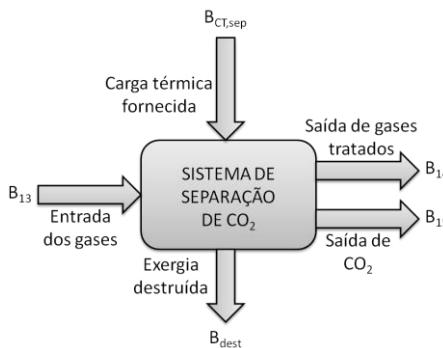


Figura 14

A reação de regeneração do solvente ocorre a temperaturas elevadas, em torno de 125°C , e o CO_2 é liberado sob pressões mais elevadas. Desse modo, será adotado que:

$$T_{15} = 125^\circ\text{C} \quad (108)$$

$$P_{15} = 30P_{13} = 3,04\text{MPa} \quad (109)$$

Como referência para o cálculo das exergias, serão adotadas as condições (temperatura, pressão e frações molares dos gases) do meio externo, seção 0.

Aplicando o balanço de exergia, tem-se que:

$$B_{13} + B_{CT,sep} = B_{14} + B_{15} + B_{dest} \quad (110)$$

O fluxo de exergia nas seções 13, 14 e 15 pode ser calculado por:

$$B_i = (H_i - H_{i_0}) - T_0(S_i - S_{i_0}) \quad \text{com } i = 13, 14, 15 \quad (111)$$

Deve-se ressaltar que o fluxo de entropia S_i deve ser calculado considerando a pressão parcial de cada constituinte da mistura de gases.

O fluxo de exergia devido à transferência de calor é dado por:

$$B_{CT,sep} = CT_{sep} \left(1 - \frac{T_0}{T_{15}} \right) \quad (112)$$

Considerando o caso 2 (com recirculação máxima e considerando um solvente com $ct = 5MJ/kg$), o cálculo dos fluxos de exergia retorna os seguintes resultados:

$$B_{13} = 340,2kW \quad (113)$$

$$B_{14} = 239,1kW \quad (114)$$

$$B_{15} = 367,2kW \quad (115)$$

$$B_{CT,sep} = 3371kW \quad (116)$$

$$B_{dest} = 3105kW \quad (117)$$

Assim, o fluxo de exergia que entra no sistema de separação de CO_2 através do escoamento dos gases é dado por $B_e = B_{13} = 340,2kW$, enquanto o fluxo de exergia que deixa o sistema no escoamento dos gases (com o CO_2 separado dos demais) é $B_s = B_{14} + B_{15} = 606,3kW$. Assim, o efeito útil é dado pela diferença $B_s - B_e = 266,1kW$. Com isso, calcula-se o rendimento exergético do sistema de separação:

$$\eta_{sep} = \frac{B_s - B_e}{B_{CT,sep}} = \frac{266,1}{3371} = \frac{B_{CT,sep} - B_{dest}}{B_{CT,sep}} = 7,9\% \quad (118)$$

As principais causas de irreversibilidade que fazem com que o rendimento exergético do sistema de separação seja baixo são a troca de calor a uma diferença finita de temperatura (carga térmica fornecida para regenerar o solvente) e a necessidade de separar uma mistura de substâncias diferentes.

5 CONCLUSÕES

Os resultados apresentados nesse trabalho mostram claramente o efeito da recirculação de gases e do solvente utilizado para absorver o CO₂ no funcionamento do sistema de separação de CO₂. Entretanto, devido à falta de dados de custo para uma análise econômica, não é possível dizer qual situação (caso 1 ou 2) é a mais vantajosa para a operação da plataforma com separação de CO₂.

Porém, as análises qualitativas realizadas evidenciam que a recirculação de gases apresenta as seguintes vantagens:

- 1) Possibilidade de utilização de um solvente que necessite de uma pressão parcial de CO₂ maior na absorção. Esses solventes também necessitam de menos energia para liberar o CO₂ e apresentam maior fator de carregamento.
- 2) Estruturas mais leves e mais baratas. Com uma vazão menor de solvente circulando pelo sistema de separação de CO₂, pode-se reduzir as dimensões das torres, dutos e trocadores de calor.

Os resultados também permitem levantar as seguintes desvantagens do sistema de cogeração com recirculação:

- 1) Necessidade de instalação de dutos e válvulas para direcionar os gases que saem da caldeira de recuperação de volta ao sistema de cogeração.
- 2) Necessidade de instalação de um trocador de calor após a caldeira de recuperação para reduzir a temperatura dos gases de combustão para valores próximos à temperatura ambiente

Os resultados apresentados também mostram a grande influência do solvente utilizado para separar o CO₂ nos parâmetros do sistema de cogeração. A recirculação máxima possível depende diretamente do valor de *ct* do solvente utilizado e decresce com o aumento deste. Sendo assim, para solventes que necessitam de muita energia para a liberação do CO₂, o valor da recirculação máxima possível se reduz e, comparando as vantagens e desvantagens obtidas com a recirculação, pode ser mais vantajoso optar pelo sistema de cogeração convencional, sem recirculação de gases.

Portanto, a utilização de um solvente com baixo valor de carga térmica de separação *ct* e alto fator de carregamento é fundamental para viabilizar a recirculação de gases de combustão.

6 RECOMENDAÇÕES PARA ESTUDOS FUTUROS

Os resultados apresentados e discutidos nesse trabalho foram obtidos através da aplicação de conceitos da termodinâmica que possibilitam a determinação da eficiência e de diversos outros parâmetros relevantes dos sistemas da plataforma. Além disso, foi apresentada uma comparação qualitativa entre as vantagens e desvantagens da utilização de recirculação de gases de combustão.

Entretanto, para a tomada de decisões com relação às condições operacionais e utilização ou não da recirculação, deve-se partir para uma análise quantitativa que, necessariamente, leva em conta os custos envolvidos nas diferentes alternativas. Desse modo, fica como recomendação para um estudo futuro a avaliação termoeconômica da plataforma analisada. Com isso, pode-se determinar o menor valor necessário para a taxa de recirculação que torne a recirculação de gases de combustão vantajosa.

Outro parâmetro de grande importância para os sistemas da plataforma é a carga térmica de separação ct do solvente utilizado. Os diversos estudos realizados analisam e comparam diferentes soluções de solventes (algumas soluções à base de amina e outras à base de amônia) para absorver CO_2 de uma mistura de gases com concentração constante. Entretanto, não foi analisado o efeito da variação da concentração de CO_2 na eficiência de separação, fator de carregamento e carga térmica de separação ct dos solventes analisados. Sendo assim, também fica como recomendação para um estudo futuro a análise do impacto da concentração de CO_2 no desempenho do solvente utilizado. Desse modo, pode-se obter uma relação entre a concentração de CO_2 na mistura de gases e o solvente ideal para essa concentração, o que auxilia na redução da carga térmica total do sistema de separação e na redução do consumo de combustível no sistema de cogeração.

7 ANEXO

A seguir, encontra-se o código escrito para EES para simular o sistema de cogeração da plataforma offshore analisada.

{1. CONDIÇÕES DO AR ATMOSFÉRICO}

$T[0]=25$	{temperatura}
$P[0]=101,35$	{pressão}
$fi[0]=1$	{umidade relativa}

{2. PARÂMETROS DO SISTEMA DE COGERAÇÃO}

$d[6]=0$	{condição para a recirculação máxima: concentração de O ₂ nos gases de combustão igual a zero}
$\beta_{s1}=1$	{na primeira válvula, toda a vazão de gases de combustão retorna ao sistema de cogeração - a saída se dá apenas pela segunda válvula}
$vaz_turb=4,221$	{vazão volumétrica na turbina, obtida para o caso sem recirculação com 300% de excesso de ar}
$rp=10$	{relação entre as pressões de saída e entrada do compressor}
$r_comp=0,94$	{eficiência isoentrópica do compressor}
$r_turb=0,93$	{eficiência isoentrópica da turbina}
$r_trans=0,95$	{rendimento da transmissão}
$r_ger=0,95$	{rendimento do gerador elétrico}

{3. DEMANDA DE ELETRICIDADE E CARGA TÉRMICA}

$CT_pp=28190,6$	{carga térmica para o sistema de processamento primário - para pré-aquecer o petróleo}
$CT_sep=K*vaz_rem$	{carga térmica necessária para a separação do CO ₂ }
$W_el=6283$	{demanda elétrica}
$CT_tot=CT_pp+CT_sep$	{carga térmica total a ser fornecida na caldeira de recuperação + fornalha}

{4. PARÂMETROS DO SISTEMA DE SEPARAÇÃO DE CO₂}

$K=5000$	{kJ/kg de CO ₂ removido, para eficiência de 90% na separação}
$ef_sep=0,90*sep$	{eficiência da separação - percentual de CO ₂ removido dos gases que entram no sistema de separação}
$vaz_rem=ef_sep*vaz_mas$	{vazão de CO ₂ a ser separada}
$vaz_emi=(1-ef_sep)*vaz_mas$	{vazão de CO ₂ emitida para a atmosfera}

{5. COMPOSIÇÃO DO COMBUSTÍVEL (frações molares)}

y[1]=0,8468	{CH4}
y[2]=0,0613	{C2H6}
y[3]=0,0421	{C3H8}
y[4]=0,0094+0,0190	{C4H10}
y[5]=0,0062+0,0072	{C5H12}
y[6]=0,0056	{C6H14}
y[7]=0 ção adotada}	{C7H16 - inexistente na composi-
y[8]=0,0002+0,0014	{C8H18}
y[9]=0 ção adotada}	{C9H20 - inexistente na composi-
y[10]=0 ção adotada}	{C10H22 - inexistente na composi-
y[11]=0,0008	{H2O}

MM_comb=y[1]*MolarMass(CH4)+y[2]*MolarMass(C2H6)+y[3]*MolarMass(C3H8)+y[4]*MolarMass(C4H10)+y[5]*MolarMass(C5H12)+y[6]*MolarMass(C6H14)+{y[7]*MolarMass(C7H16)+y[8]*MolarMass(C8H18)+{y[9]*MolarMass(C9H20)+y[10]*MolarMass(C10H22)+}y[11]*MolarMass(H2O)}
{massa molar do combustível}

f_comb_turb=m_comb_turb/MM_comb	{vazão molar de combustível quemado na turbina}
f_comb_supl=m_comb_supl/MM_comb	{vazão molar de combustível quemado na fornalha}

H_comb_turb=f_comb_turb*(y[1]*Enthalpy(CH4;T=T[0])*MolarMass(CH4)+y[2]*Enthalpy(C2H6;T=T[0])*MolarMass(C2H6)+y[3]*Enthalpy(C3H8;T=T[0])*MolarMass(C3H8)+y[4]*Enthalpy(C4H10;T=T[0])*MolarMass(C4H10)+y[5]*Enthalpy(C5H12;T=T[0])*MolarMass(C5H12)+y[6]*Enthalpy(C6H14;T=T[0])*MolarMass(C6H14)+y[8]*Enthalpy(C8H18;T=T[0])*MolarMass(C8H18)+y[11]*Enthalpy(H2O;T=T[0])*MolarMass(H2O))
{fluxo de entalpia na turbina devido ao combustível}

H_comb_supl=f_comb_supl*(y[1]*Enthalpy(CH4;T=T[0])*MolarMass(CH4)+y[2]*Enthalpy(C2H6;T=T[0])*MolarMass(C2H6)+y[3]*Enthalpy(C3H8;T=T[0])*MolarMass(C3H8)+y[4]*Enthalpy(C4H10;T=T[0])*MolarMass(C4H10)+y[5]*Enthalpy(C5H12;T=T[0])*MolarMass(C5H12)+y[6]*Enthalpy(C6H14;T=T[0])*MolarMass(C6H14)+y[8]*Enthalpy(C8H18;T=T[0])*MolarMass(C8H18)+y[11]*Enthalpy(H2O;T=T[0])*MolarMass(H2O))
{fluxo de entalpia na fornalha devido ao combustível}

{6. COMPOSIÇÃO DO AR AMBIENTE (frações molares)}

p_sat[0]=Pressure(Water;T=T[0];x=1) d'água à temperatura ambiente}	{pressão de saturação do vapor}
pp_h2o[0]=p_sat[0]*fi[0] nas condições descritas em 1}	{pressão parcial do vapor d'água}
a[0]=0,00033*corr[0] umidade relativa}	{CO2, corrigida de acordo com a umidade relativa}
b[0]=pp_h2o[0]/P[0] umidade relativa}	{H2O, corrigida de acordo com a umidade relativa}
c[0]=0,7808*corr[0] umidade relativa}	{N2, corrigida de acordo com a umidade relativa}
d[0]=0,2095*corr[0] umidade relativa}	{O2, corrigida de acordo com a umidade relativa}

$$a[0]+b[0]+c[0]+d[0]=1$$

$$MM[0]=a[0]*\text{MolarMass(CO}_2)+b[0]*\text{MolarMass(H}_2\text{O)}+c[0]*\text{MolarMass(N}_2)+d[0]*\text{MolarMass(O}_2)$$

{massa molar do ar}

$$f[0]=m[0]/MM[0]$$

{vazão molar de ar na entrada do compressor}

$$H[0]=f[0]*(a[0]*\text{Enthalpy(CO}_2; T=T[0])*\text{MolarMass(CO}_2)+b[0]*\text{Enthalpy(H}_2\text{O}; T=T[0])*\text{MolarMass(H}_2\text{O)}+c[0]*\text{Enthalpy(N}_2; T=T[0])*\text{MolarMass(N}_2)+d[0]*\text{Enthalpy(O}_2; T=T[0])*\text{MolarMass(O}_2))$$

{fluxo de entalpia devido ao ar}

{7. SISTEMA DE COGERAÇÃO}

{7.1. MISTURADOR}

Índices:

- 0: ar externo que entra no misturador
 10: gases de combustão que retornam ao misturador
 1: gases que saem do misturador}

$$f[1]=f[0]+f[10] \quad \{ \text{como não há reação química, há conservação do número de moles} \}$$

$$m[1]=m[0]+m[10] \quad \{ \text{não há variação na vazão mássica} \}$$

$$a[1]=(f[0]*a[0]+f[10]*a[10])/f[1] \quad \{ \text{cálculo das novas frações molares - média ponderada das frações de entrada} \}$$

$$b[1]=(f[0]*b[0]+f[10]*b[10])/f[1]$$

$$c[1]=(f[0]*c[0]+f[10]*c[10])/f[1]$$

$$d[1]=(f[0]*d[0]+f[10]*d[10])/f[1]$$

$$MM[1]=a[1]*\text{MolarMass(CO}_2)+b[1]*\text{MolarMass(H}_2\text{O)}+c[1]*\text{MolarMass(N}_2)+d[1]*\text{MolarMass(O}_2)$$

$$P[1]=P[0]$$

$$H[1]=f[1]*(a[1]*\text{Enthalpy(CO}_2; T=T[1])*\text{MolarMass(CO}_2)+b[1]*\text{Enthalpy(H}_2\text{O}; T=T[1])*\text{MolarMass(H}_2\text{O)}+c[1]*\text{Enthalpy(N}_2; T=T[1])*\text{MolarMass(N}_2)+d[1]*\text{Enthalpy(O}_2; T=T[1])*\text{MolarMass(O}_2))$$

$$H[0]+H[10]=H[1] \quad \{ \text{primeira lei no misturador} \}$$

{7.2. PRIMEIRA SEPARAÇÃO DA ÁGUA CONDENSADA}

Índices:

- 1: entrada do condensador
 2: saída do condensador}

$$f[2]=m[2]/MM[2]$$

$$f[1]/f[2]=corr[2]$$

$$pp_h2o[2]=b[2]*P[2]$$

$$p_sat[2]=\text{Pressure(Water}; T=T[2]; x=1)$$

$$a[2]=a[1]*corr[2]$$

```

b[2]=if(pp_h2o[2];p_sat[2];b[1];b[1];(p_sat[2]/P[1]))
c[2]=c[1]*corr[2]
d[2]=d[1]*corr[2]

a[2]+b[2]+c[2]+d[2]=1

MM[2]=a[2]*MolarMass(CO2)+b[2]*MolarMass(H2O)+c[2]*MolarMass(N2)+d[2]*MolarMass(O2)

P[2]=P[1]

T[2]=T[1]

H[2]=f[2]*(a[2]*Enthalpy(CO2;T=T[2])*MolarMass(CO2)+b[2]*Enthalpy(H2O;T=T[2])*MolarMass(H2O)+c[2]*Enthalpy(N2;T=T[2])*MolarMass(N2)+d[2]*Enthalpy(O2;T=T[2])*MolarMass(O2))

```

{7.3. COMPRESSOR}

Índices:

2: entrada do compressor
3: saída do compressor}

f[3]=f[2]
m[3]=m[2]

a[3]=a[2]
b[3]=b[2]
c[3]=c[2]
d[3]=d[2]

MM[3]=MM[2]

P[3]=rp*P[2]

S[2]=f[2]*(a[2]*Entropy(CO2;T=T[2];P=a[2]*P[2])*MolarMass(CO2)+b[2]*Entropy(H2O;T=T[2];P=b[2]*P[2])*MolarMass(H2O)+c[2]*Entropy(N2;T=T[2];P=c[2]*P[2])*MolarMass(N2)+d[2]*Entropy(O2;T=T[2];P=d[2]*P[2])*MolarMass(O2))

Ss[3]=f[3]*(a[3]*Entropy(CO2;T=Ts[3];P=a[3]*P[3])*MolarMass(CO2)+b[3]*Entropy(H2O;T=Ts[3];P=b[3]*P[3])*MolarMass(H2O)+c[3]*Entropy(N2;T=Ts[3];P=c[3]*P[3])*MolarMass(N2)+d[3]*Entropy(O2;T=Ts[3];P=d[3]*P[3])*MolarMass(O2))

S[2]=Ss[3]

Hs[3]=f[3]*(a[3]*Enthalpy(CO2;T=Ts[3])*MolarMass(CO2)+b[3]*Enthalpy(H2O;T=Ts[3])*MolarMass(H2O)+c[3]*Enthalpy(N2;T=Ts[3])*MolarMass(N2)+d[3]*Enthalpy(O2;T=Ts[3])*MolarMass(O2))

H[3]=H[2]+((Hs[3]-H[2])/r_comp)

H[3]=f[3]*(a[3]*Enthalpy(CO2;T=T[3])*MolarMass(CO2)+b[3]*Enthalpy(H2O;T=T[3])*MolarMass(H2O)+c[3]*Enthalpy(N2;T=T[3])*MolarMass(N2)+d[3]*Enthalpy(O2;T=T[3])*MolarMass(O2))

{7.4. CÂMARA DE COMBUSTÃO}

Índices:

3: entrada da câmara
4: saída da câmara}

$$f[4]=m[4]/MM[4]$$

$$m[4]=m[3]+m_{\text{comb_turb}}$$

$$P[4]=P[3]$$

$$f[3]*a[3]+f_{\text{comb_turb}}*(y[1]+2*y[2]+3*y[3]+4*y[4]+5*y[5]+6*y[6]+7*y[7]+8*y[8]+9*y[9]+10*y[10])=n_a \quad \{ \text{balanço de carbono} \}$$

$$f[3]*2*b[3]+f_{\text{comb_turb}}*(4*y[1]+6*y[2]+8*y[3]+10*y[4]+12*y[5]+14*y[6]+16*y[7]+18*y[8]+20*y[9]+22*y[10]+2*y[11])=2*n_b \quad \{ \text{balanço de hidrogênio} \}$$

$$f[3]*c[3]=n_c \quad \{ \text{balanço de nitrogênio} \}$$

$$f[3]*(2*a[3]+b[3]+2*d[3])+f_{\text{comb_turb}}*y[11]=2*n_a+n_b+2*n_d$$

$$a[4]=n_a/(n_a+n_b+n_c+n_d)$$

$$b[4]=n_b/(n_a+n_b+n_c+n_d)$$

$$c[4]=n_c/(n_a+n_b+n_c+n_d)$$

$$d[4]=n_d/(n_a+n_b+n_c+n_d)$$

$$MM[4]=a[4]*\text{MolarMass(CO}_2)+b[4]*\text{MolarMass(H}_2\text{O})+c[4]*\text{MolarMass(N}_2)+d[4]*\text{MolarMass(O}_2)$$

$$H[4]=f[4]*(a[4]*\text{Enthalpy(CO}_2; T=T[4])*MolarMass(CO_2)+b[4]*\text{Enthalpy(H}_2\text{O}; T=T[4])*MolarMass(H_2O)+c[4]*\text{Enthalpy(N}_2; T=T[4])*MolarMass(N_2)+d[4]*\text{Enthalpy(O}_2; T=T[4])*MolarMass(O_2))$$

$$H_{\text{comb_turb}}+H[3]=H[4]$$

{primeira lei, determinação da temperatura adiabática de chama}

7.5. TURBINA

Índices:

4: entrada da turbina
5: saída da turbina}

$$f[5]=f[4]$$

$$m[5]=m[4]$$

$$a[5]=a[4]$$

$$b[5]=b[4]$$

$$c[5]=c[4]$$

$$d[5]=d[4]$$

$$MM[5]=MM[4]$$

$$P[5]=P[0]$$

$$S[4]=f[4]*(a[4]*\text{Entropy(CO}_2; T=T[4]; P=a[4]*P[4])*MolarMass(CO_2)+b[4]*\text{Entropy(H}_2\text{O}; T=T[4]; P=b[4]*P[4])*MolarMass(H_2O)+c[4]*\text{Entropy(N}_2; T=T[4]; P=c[4]*P[4])*MolarMass(N_2)+d[4]*\text{Entropy(O}_2; T=T[4]; P=d[4]*P[4])*MolarMass(O_2))$$

$$S[5]=f[5]*(a[5]*\text{Entropy(CO}_2; T=Ts[5]; P=a[5]*P[5])*MolarMass(CO_2)+b[5]*\text{Entropy(H}_2\text{O}; T=Ts[5]; P=b[5]*P[5])*MolarMass(H_2O)+c[5]*\text{Entropy(N}_2; T=Ts[5]; P=c[5]*P[5])*MolarMass(N_2)+d[5]*\text{Entropy(O}_2; T=Ts[5]; P=d[5]*P[5])*MolarMass(O_2))$$

S[4]=Ss[5]

Hs[5]=f[5]*(a[5]*Enthalpy(CO2;T=Ts[5])*MolarMass(CO2)+b[5]*Enthalpy(H2O;T=Ts[5])*MolarMass(H2O)+c[5]*Enthalpy(N2;T=Ts[5])*MolarMass(N2)+d[5]*Enthalpy(O2;T=Ts[5])*MolarMass(O2))

H[5]=H[4]-((H[4]-Hs[5])*r_turb)

H[5]=f[5]*(a[5]*Enthalpy(CO2;T=T[5])*MolarMass(CO2)+b[5]*Enthalpy(H2O;T=T[5])*MolarMass(H2O)+c[5]*Enthalpy(N2;T=T[5])*MolarMass(N2)+d[5]*Enthalpy(O2;T=T[5])*MolarMass(O2))

7.6. CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO + FORNALHA

Índices:

5: entrada da caldeira

6: saída da caldeira}

fa[5]=ma[5]/MMa[5]

m[5]+m_comb_supl=ma[5]

f[5]*a[5]+f_comb_supl*(y[1]+2*y[2]+3*y[3]+4*y[4]+5*y[5]+6*y[6]+7*y[7]+8*y[8]+9*y[9]+10*y[10])=m_a {balanço de carbono}

f[5]*2*b[5]+f_comb_supl*(4*y[1]+6*y[2]+8*y[3]+10*y[4]+12*y[5]+14*y[6]+16*y[7]+18*y[8]+20*y[9]+22*y[10]+2*y[11])=2*m_b {balanço de hidrogênio}

f[5]*c[5]=m_c {balanço de nitrogênio}

f[5]*(2*a[5]+b[5]+2*d[5])+f_comb_supl*y[11]=2*m_a+m_b+2*m_d

aa[5]=m_a/(m_a+m_b+m_c+m_d)

ba[5]=m_b/(m_a+m_b+m_c+m_d)

ca[5]=m_c/(m_a+m_b+m_c+m_d)

da[5]=m_d/(m_a+m_b+m_c+m_d)

MMa[5]=aa[5]*MolarMass(CO2)+ba[5]*MolarMass(H2O)+ca[5]*MolarMass(N2)+da[5]*MolarMass(O2)

Ha[5]=fa[5]*(aa[5]*Enthalpy(CO2;T=Ta[5])*MolarMass(CO2)+ba[5]*Enthalpy(H2O;T=Ta[5])*Molar-

Mass(H2O)+ca[5]*Enthalpy(N2;T=Ta[5])*MolarMass(N2)+da[5]*Enthalpy(O2;T=Ta[5])*Molar Mass(O2))

H_comb_supl+H[5]=Ha[5]

f[6]=fa[5]

fb[5]=fa[5]

fc[5]=fb[5]

m[6]=ma[5]

a[6]=aa[5]

b[6]=ba[5]

c[6]=ca[5]

d[6]=da[5]

MM[6]=MMa[5]

P[6]=P[5]

T[6]=120

H[6]=f[6]*(a[6]*Enthalpy(CO2;T=T[6])*MolarMass(CO2)+b[6]*Enthalpy(H2O;T=T[6])*MolarMass(H2O)+c[6]*Enthalpy(N2;T=T[6])*MolarMass(N2)+d[6]*Enthalpy(O2;T=T[6])*MolarMass(O2))

pintch=30

Tc[5]=Ta[11]+pintch

Ta[11]=Temperature(Water;P=P[0];x=0)

Hc[5]=f[6]*(a[6]*Enthalpy(CO2;T=Tc[5])*MolarMass(CO2)+b[6]*Enthalpy(H2O;T=Tc[5])*MolarMass(H2O)+c[6]*Enthalpy(N2;T=Tc[5])*MolarMass(N2)+d[6]*Enthalpy(O2;T=Tc[5])*MolarMass(O2))

H[11]=m_água*Enthalpy(Water;T=T[0];P=P[0])

Ha[11]=m_água*Enthalpy(Water;P=P[0];x=0)

Hc[5]+H[11]=H[6]+Ha[11]

Hb[11]=m_água*Enthalpy(Water;P=P[0];x=1)

Hb[5]=Hc[5]+Hb[11]-Ha[11]

H[12]=Hb[11]+Ha[5]-Hb[5]

H[12]=m_água*Enthalpy(Water;P=P[0];T=T[12])

{7.7. PRIMEIRA VÁLVULA DE RETORNO

Índices:

6: entrada da válvula

7: saída da válvula, retornando ao sistema de cogeração}

f[7]=m[7]/MM[7]

m[7]=beta_s1*m[6]

a[7]=a[6]

b[7]=b[6]

c[7]=c[6]

d[7]=d[6]

MM[7]=MM[6]

P[7]=P[6]

T[7]=T[6]

H[7]=f[7]*(a[7]*Enthalpy(CO2;T=T[7])*MolarMass(CO2)+b[7]*Enthalpy(H2O;T=T[7])*MolarMass(H2O)+c[7]*Enthalpy(N2;T=T[7])*MolarMass(N2)+d[7]*Enthalpy(O2;T=T[7])*MolarMass(O2))

{7.8. RESFRIADOR DOS GASES DE COMBUSTÃO

Índices:

7: entrada do resfriador

8: saída do resfriador}

$f[8]=f[7]$
 $m[8]=m[7]$

$a[8]=a[7]$
 $b[8]=b[7]$
 $c[8]=c[7]$
 $d[8]=d[7]$

$MM[8]=MM[7]$

$P[8]=P[7]$

$T[8]=40$

$H[8]=f[8] * (a[8] * \text{Enthalpy(CO}_2; T=T[8]) * \text{MolarMass(CO}_2) + b[8] * \text{Enthalpy(H}_2\text{O}; T=T[8]) * \text{MolarMass(H}_2\text{O}) + c[8] * \text{Enthalpy(N}_2; T=T[8]) * \text{MolarMass(N}_2) + d[8] * \text{Enthalpy(O}_2; T=T[8]) * \text{MolarMass(O}_2))$

{7.9. SEGUNDA SEPARAÇÃO DA ÁGUA CONDENSADA

Índices:

8: entrada no condensador
 9: saída do condensador}

$f[9]=m[9]/MM[9]$
 $f[8]/f[9]=corr[9]$

$pp_h2o[8]=b[8]*P[8]$
 $p_sat[8]=\text{Pressure(Water}; T=T[8]; x=1)$

$a[9]=a[8]*corr[9]$
 $b[9]=\text{if}(pp_h2o[8]; p_sat[8]; b[8]; b[8]; (p_sat[8]/P[8]))$
 $c[9]=c[8]*corr[9]$
 $d[9]=d[8]*corr[9]$

$a[9]+b[9]+c[9]+d[9]=1$

$MM[9]=a[9] * \text{MolarMass(CO}_2) + b[9] * \text{MolarMass(H}_2\text{O}) + c[9] * \text{MolarMass(N}_2) + d[9] * \text{MolarMass(O}_2)$

$P[9]=P[8]$

$T[9]=T[8]$

$H[9]=f[9] * (a[9] * \text{Enthalpy(CO}_2; T=T[9]) * \text{MolarMass(CO}_2) + b[9] * \text{Enthalpy(H}_2\text{O}; T=T[9]) * \text{MolarMass(H}_2\text{O}) + c[9] * \text{Enthalpy(N}_2; T=T[9]) * \text{MolarMass(N}_2) + d[9] * \text{Enthalpy(O}_2; T=T[9]) * \text{MolarMass(O}_2))$

{7.10. SEGUNDA VÁLVULA DE RETORNO

Índices:

9: entrada da válvula
 10: saída da válvula, retornando ao sistema de cogeração}

$f[10]=m[10]/MM[10]$

$m[10]=\beta_s 2 * m[9]$

$a[10]=a[9]$

$b[10]=b[9]$

$c[10]=c[9]$

$d[10]=d[9]$

$MM[10]=MM[9]$

$P[10]=P[9]$

$T[10]=T[9]$

$H[10]=f[10] * (a[10] * \text{Enthalpy(CO2; T=T[10])} * \text{MolarMass(CO2)} + b[10] * \text{Enthalpy(H2O; T=T[10])} * \text{MolarMass(H2O)} + c[10] * \text{Enthalpy(N2; T=T[10])} * \text{MolarMass(N2)} + d[10] * \text{Enthalpy(O2; T=T[10])} * \text{MolarMass(O2)})$

{8. CÁLCULO DO TRABALHO ELÉTRICO E DA CARGA TÉRMICA}

$H[2]=H[3]+W_{\text{comp}}$

$H[4]=H[5]+W_{\text{turb}}$

$W_{\text{el}}=(W_{\text{turb}}+W_{\text{comp}}) * r_{\text{trans}} * r_{\text{ger}}$

$CT_{\text{tot}}=H[12]-H[11]$

{9. CÁLCULO DE VAZÕES}

$R=8,314$

$Pa[3]=a[3]*P[3]$

$na[3]=a[3]*f[3]$

$ma[3]=na[3]*\text{MolarMass(CO2)}$

$va[3]=\text{Volume(CO2; T=T[3]; P=Pa[3])}$

$vaz_{\text{turb}}=va[3]*ma[3]$

{vazão volumétrica na turbina}

$MM[13]=MM[9]$

$f[13]=m[13]/MM[13]$

$m[13]=m[9]-m[10]$

$a[13]=a[9]$

$b[13]=b[9]$

$c[13]=c[9]$

$d[13]=d[9]$

$vaz_{\text{mol}}=a[13]*f[13]$

caldeira de recuperação}

$vaz_{\text{mas}}=vaz_{\text{mol}} * \text{MolarMass(CO2)}$
a caldeira de recuperação}

{vazão molar de CO2 que deixa a

{vazão mássica de CO2 que deixa

{10. CÁLCULO DO K NA ENTRADA DO COMPRESSOR (ENTRADA DA TG)}

$m_{\text{CO2}}[2]=f[2]*a[2]*\text{MolarMass(CO2)}$

$m_{\text{H2O}}[2]=f[2]*b[2]*\text{MolarMass(H2O)}$

$m_{\text{N2}}[2]=f[2]*c[2]*\text{MolarMass(N2)}$

$m_{\text{O2}}[2]=f[2]*d[2]*\text{MolarMass(O2)}$

$$m_{mist[2]} = m_{CO2[2]} + m_{H2O[2]} + m_{N2[2]} + m_{O2[2]}$$

$$C_p_{mist[2]} = (m_{CO2[2]} * Cp(CO2; T=T[2])) + m_{H2O[2]} * Cp(H2O; T=T[2]) + m_{N2[2]} * Cp(N2; T=T[2]) + m_{O2[2]} * Cp(O2; T=T[2])) / m_{mist[2]}$$

$$C_v_{mist[2]} = (m_{CO2[2]} * Cv(CO2; T=T[2])) + m_{H2O[2]} * Cv(H2O; T=T[2]) + m_{N2[2]} * Cv(N2; T=T[2]) + m_{O2[2]} * Cv(O2; T=T[2])) / m_{mist[2]}$$

$$K_{mist[2]} = C_p_{mist[2]} / C_v_{mist[2]}$$

{11. CÁLCULO DA VELOCIDADE DO SOM NA ENTRADA DO COMPRESSOR (ENTRADA DA TG)}

$$V_{som[2]} = (1000 * K_{mist[2]} * R * (T[2] + 273,15) / MM[2])^{(1/2)}$$

{12. CÁLCULO DO Cp NA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO/FORNALHA}

$$m_{CO2[6]} = f[6] * a[6] * MolarMass(CO2)$$

$$m_{H2O[6]} = f[6] * b[6] * MolarMass(H2O)$$

$$m_{N2[6]} = f[6] * c[6] * MolarMass(N2)$$

$$m_{O2[6]} = f[6] * d[6] * MolarMass(O2)$$

$$m_{mist[6]} = m_{CO2[6]} + m_{H2O[6]} + m_{N2[6]} + m_{O2[6]}$$

$$C_p_{mist[6]} = (m_{CO2[6]} * Cp(CO2; T=T[6])) + m_{H2O[6]} * Cp(H2O; T=T[6]) + m_{N2[6]} * Cp(N2; T=T[6]) + m_{O2[6]} * Cp(O2; T=T[6])) / m_{mist[6]}$$

{13. ANÁLISE EXERGÉTICA DO SISTEMA DE SEPARAÇÃO DE CO2}

$$T[13] = 40$$

$$P[13] = P[0]$$

$$H[13] = f[13] * (a[13] * Enthalpy(CO2; T=T[13]) * MolarMass(CO2) + b[13] * Enthalpy(H2O; T=T[13]) * MolarMass(H2O) + c[13] * Enthalpy(N2; T=T[13]) * MolarMass(N2) + d[13] * Enthalpy(O2; T=T[13]) * MolarMass(O2))$$

$$H0[13] = f[13] * (a[13] * Enthalpy(CO2; T=T[0]) * MolarMass(CO2) + b[13] * Enthalpy(H2O; T=T[0]) * MolarMass(H2O) + c[13] * Enthalpy(N2; T=T[0]) * MolarMass(N2) + d[13] * Enthalpy(O2; T=T[0]) * MolarMass(O2))$$

$$S[13] = f[13] * (a[13] * Entropy(CO2; T=T[13]; P=a[13]*P[13]) * MolarMass(CO2) + b[13] * Entropy(H2O; T=T[13]; P=b[13]*P[13]) * MolarMass(H2O) + c[13] * Entropy(N2; T=T[13]; P=c[13]*P[13]) * MolarMass(N2))$$

$$S0[13] = f[13] * (a[13] * Entropy(CO2; T=T[0]; P=a[0]*P[0]) * MolarMass(CO2) + b[13] * Entropy(H2O; T=T[0]; P=b[0]*P[0]) * MolarMass(H2O) + c[13] * Entropy(N2; T=T[0]; P=c[0]*P[0]) * MolarMass(N2))$$

$$Be[13] = (H[13] - H0[13]) - T[0] * (S[13] - S0[13])$$

$$T_Q_{sep} = 125$$

$$Be_Q_{sep} = CT_{sep} * (1 - ((T[0] + 273,15) / (T_Q_{sep} + 273,15)))$$

$$f[14] = f[13] * (0,1 * a[13] + b[13] + c[13] + d[13])$$

$$corr[14] = f[13] / f[14]$$

$a[14]=a[13]*f[13]*0,1/f[14]$
 $b[14]=b[13]*corr[14]$
 $c[14]=c[13]*corr[14]$
 $d[14]=d[13]*corr[14]$

$T[14]=40$
 $P[14]=P[0]$

$H[14]=f[14]*(a[14]*Enthalpy(CO2;T=T[14])*MolarMass(CO2)+b[14]*Enthalpy(H2O;T=T[14])*MolarMass(H2O)+c[14]*Enthalpy(N2;T=T[14])*MolarMass(N2)+d[14]*Enthalpy(O2;T=T[14])*MolarMass(O2))$
 $H0[14]=f[14]*(a[14]*Enthalpy(CO2;T=T[0])*MolarMass(CO2)+b[14]*Enthalpy(H2O;T=T[0])*MolarMass(H2O)+c[14]*Enthalpy(N2;T=T[0])*MolarMass(N2)+d[14]*Enthalpy(O2;T=T[0])*MolarMass(O2))$

$S[14]=f[14]*(a[14]*Entropy(CO2;T=T[14];P=b[14]*P[14])*MolarMass(CO2)+b[14]*Entropy(H2O;T=T[14];P=b[14]*P[14])*MolarMass(H2O)+c[14]*Entropy(N2;T=T[14];P=c[14]*P[14])*MolarMass(N2))$
 $S0[14]=f[14]*(a[14]*Entropy(CO2;T=T[0];P=b[0]*P[0])*MolarMass(CO2)+b[14]*Entropy(H2O;T=T[0];P=b[0]*P[0])*MolarMass(H2O)+c[14]*Entropy(N2;T=T[0];P=c[0]*P[0])*MolarMass(N2))$

$Be[14]=(H[14]-H0[14])-T[0]*(S[14]-S0[14])$

$f[15]=a[13]*f[13]*0,9$

$a[15]=1$
 $b[15]=0$
 $c[15]=0$
 $d[15]=0$

$T[15]=125$
 $P[15]=30*P[0]$

$H[15]=f[15]*(a[15]*Enthalpy(CO2;T=T[15])*MolarMass(CO2)+b[15]*Enthalpy(H2O;T=T[15])*MolarMass(H2O)+c[15]*Enthalpy(N2;T=T[15])*MolarMass(N2)+d[15]*Enthalpy(O2;T=T[15])*MolarMass(O2))$
 $H0[15]=f[15]*(a[15]*Enthalpy(CO2;T=T[0])*MolarMass(CO2)+b[15]*Enthalpy(H2O;T=T[0])*MolarMass(H2O)+c[15]*Enthalpy(N2;T=T[0])*MolarMass(N2)+d[15]*Enthalpy(O2;T=T[0])*MolarMass(O2))$

$S[15]=f[15]*(a[15]*Entropy(CO2;T=T[15];P=a[15]*P[15])*MolarMass(CO2))$
 $S0[15]=f[15]*(a[15]*Entropy(CO2;T=T[0];P=a[0]*P[0])*MolarMass(CO2))$

$Be[15]=(H[15]-H0[15])-T[0]*(S[15]-S0[15])$

$Be[13]+Be_Q_sep=Be[14]+Be[15]+Be_dest$

$n_sep=((Be[14]+Be[15])-(Be[13]))/(Be_Q_sep)$

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

WOLF, M. et al. "Outlook on post combustion CO₂ capture in ALSTOM gas turbine plants", 2006.

OLIVEIRA., S.; VAN HOMBEECK, M. "Exergy analysis of petroleum separation processes in offshore platforms". Energy Convers. Mgmt Vol. 38, No. 15-17, pp. 1577-1584, 1997.

MOFARAHI, M. et al. "Design of CO₂ absorption plant for recovery of CO₂ from flue gases of gas turbine", 2009

VEAWAB, A. et al. "Performance and cost analysis for CO₂ capture from flue gas streams: absorption and regeneration aspects", 2003

KOZAK, F. et al. "Chilled ammonia process for CO₂ capture", 2009

DARDE, V. et al. "Chilled ammonia process for CO₂ capture", 2009

VALENTI, G.; BONALUMI, D.; MACCHI E. "Energy and exergy analyses for the carbon capture with the chilled ammonia process (CAP)", 2009