

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

**ANÁLISE EXERGÉTICA E TERMOECONÔMICA DA PLANTA DE UTILIDADES DE
UMA REFINARIA DE PETRÓLEO**

Patrícia Alves de Araújo

São Paulo

2008

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

**ANÁLISE EXERGÉTICA E TERMOECONÔMICA DA PLANTA DE UTILIDADES DE
UMA REFINARIA DE PETRÓLEO**

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

Patrícia Alves de Araújo

Professor Orientador: Prof. Dr. Silvio de Oliveira Júnior

Área de concentração:
Engenharia Mecânica

São Paulo

2008

FICHA CATALOGRÁFICA

Araújo, Patrícia Alves

Análise exergética e termoeconômica da planta de utilidades de uma refinaria de petróleo.

/ P.A. Araújo. -- São Paulo, 2008.

172 p.

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

1. Energia 2. Entropia (Termodinâmica) 3. Refinarias 4. Cogeração de energia elétrica I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Mecânica II.t.

RESUMO

O projeto contempla a análise de sistemas de utilidades em refinarias de petróleo de grande porte com cogeração. O trabalho tem foco na exergia da geração dessas utilidades. Foi feita a caracterização dos processos de conversão de energia existentes na planta de refino e na planta de utilidades de uma refinaria típica, assim como o estudo dos conceitos e formas de análise exergética e termoeconômica. Com base em um fluxograma básico da planta de utilidades, foram realizados os balanços de massa, energia e custo – em base exergética. A análise termoeconômica foi utilizada para determinação dos custos de produção dos fluxos existentes na planta. A etapa final contemplou a proposição de melhorias visando diminuir a destruição da exergia na planta. Para auxílio nos cálculos foi utilizado o software ESS – Engineering Equation Solver.

ABSTRACT

The project includes the analysis of utilities systems in petroleum refineries with cogeneration systems. The work focuses on the exergy generation of these utilities. For that, there were a study and a characterization of the conversion processes of energy existing in the refining and in the utilities plant, as well as a study of the concepts of exergy and termoeconomic analysis. Based on a basic flowchart for the utilities plant, the calculations of the assessments were made (mass, energy and cost balances – in a basis of exergy). The termoeconomic analysis was used in order to determinate the cost of production of main utilities employed in that refinery. And, aiming to reduce the exergy waste, followed the proposal of improvements. All the calculations were made with the software ESS - Engineering Equation Solver.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. Objetivo	1
1.2. Metodologia	1
1.3. Motivação	2
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.1. Análise Exergética	5
2.1.1. Conceito de Exergia.....	5
2.1.2. Ambiente de referência	6
2.1.3. A exergia de um sistema fechado	7
2.1.4. Exergia de um sistema aberto.....	11
2.2. Análise Termoeconômica	12
2.2.1. Termoeconomia.....	12
2.2.2. Balanço Geral de custos.....	13
2.2.3. Critérios de partição de custos.....	16
3. CARACTERIZAÇÃO DOS PROCESSOS DE CONVERSÃO DE ENERGIA	18
3.1. Planta de refino	18
3.1.1. Fluxo do petróleo nas unidades de refino	18
3.1.2. Unidades de destilação.....	19
3.1.2.1. Unidades de um estágio.....	20
3.1.2.2. Unidades de dois estágios.....	20
3.1.2.3. Unidades de três estágios	21
3.1.3. Destilação atmosférica	22
3.1.4. Destilação a vácuo	25
3.1.5. Craqueamento catalítico.....	29
3.2. Planta de utilidades.....	31
3.2.1. Sistema de vapor, aquecimento de óleo e retorno de condensado	32
3.2.2. Sistema de geração e distribuição de energia elétrica	33
3.2.3. Sistema de óleo combustível	34
3.2.4. Sistema de gás combustível	35

3.2.5.	Sistema de ar comprimido.....	35
3.2.6.	Sistema de água de resfriamento	36
3.2.7.	Sistema de captação de água bruta	37
3.2.8.	Estação de tratamento de água (ETA)	37
3.2.9.	Sistema de água de combate a incêndio.....	39
4.	DESCRIÇÃO DETALHADA DA PLANTA DE UTILIDADES	41
4.1.	Sistema de vapor	41
4.2.	Sistema de energia elétrica	48
4.3.	Planta de utilidades síntese	49
4.4.	Parâmetros de operação.....	52
5.	ANÁLISE EXERGÉTICA.....	57
5.1.	Determinação dos fluxos de exergia total.....	57
5.2.	Rendimentos exergéticos.....	64
6.	ANÁLISE TERMOECONÔMICA	67
6.1.	Cálculo dos custos e rendimentos exergéticos.....	67
6.2.	Avaliação exergoeconômica dos componentes	77
6.2.1.	Irreversibilidade.....	78
7.	PROPOSIÇÃO DE MELHORIAS.....	80
7.1.	Pré-aquecimento de água.....	80
7.2.	Aproveitamento do resíduo asfáltico nas caldeiras de óleo.....	80
7.3.	Turbo-expansor na UFCC	80
7.4.	Redução de perdas de vapor	81
8.	CONCLUSÕES	82
9.	RECOMENDAÇÕES PARA ESTUDOS FUTUROS	84
9.1.	Análise de externalidades	84
10.	ANEXOS	85
	ANEXO 1 – Rotina EES para planta amortizada pelo método da igualdade.....	85
	ANEXO 2 - Rotina EES para a planta amortizada pelo método da extração	106
	ANEXO 3 - Rotina EES para a planta não amortizada pelo método da igualdade.....	127
	ANEXO 4 - Rotina EES para a planta não amortizada pelo método da extração	148
	ANEXO 5 – Resultados	168
11.	BIBLIOGRAFIA.....	171

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Máximo trabalho com recebimento de calor dos arredores.	10
Figura 2 - Unidade de destilação de três estágios.....	22
Figura 3 - Fracionamento Atmosférico.....	23
Figura 4 - Torre de destilação a vácuo.....	26
Figura 5 - Esquema de uma seção de conversão.	30
Figura 6 - Processos da ETA.	39
Figura 7 - Fluxograma da UDAV (Unidade de destilação atmosférica e a Vácuo). ..	42
Figura 8 - Atendimento à demanda de vapor	43
Figura 9 - Turbina e válvula redutora no diagrama h-s.	44
Figura 10 - Tipos de acionamento de turbinas.	45
Figura 11 - Fluxograma básico de um sistema de geração de vapor.....	47
Figura 12 - Planta de utilidades síntese.....	50

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Parâmetros para o cálculo do custo de diversos equipamentos.	15
Tabela 2 - Estado das correntes de água da planta síntese.	52
Tabela 3 - Potências da planta síntese	54
Tabela 4 - Correntes de combustível e gases de escape das turbinas a gás.	55
Tabela 5 - Propriedades das principais correntes.	58
Tabela 6 - Fluxos de exergia das correntes de combustíveis e gases de escape da turbina a gás.....	63
Tabela 7 - Rendimento exergético e fator f_i dos principais equipamentos da planta de utilidades.	66
Tabela 8 - Custos específicos dos combustíveis.....	68
Tabela 9 – Taxa de custos dos equipamentos.....	69
Tabela 10 – Rendimento exergético e fator dos f_i componentes da planta de utilidades.	75
Tabela 11 - Custos mássicos dos fluxos.....	76
Tabela 12 - Custos médios da água e eletricidade.....	77
Tabela 13 – Parâmetros de performance dos componentes da planta.	78
Tabela 14 – Custos mássicos dos fluxos.....	168
Tabela 15 – Custos médios da água e da eletricidade.....	169
Tabela 16 - Rendimento exergético e fator f_i dos componentes da planta de utilidades.	169
Tabela 17 – Parâmetros de performance dos components e da planta de utilidades.	170

1. INTRODUÇÃO

1.1. Objetivo

A análise aqui proposta visa apurar a perda ou o consumo exergético real da planta de utilidades de uma refinaria de petróleo de grande porte com sistema de cogeração. Neste trabalho são considerados também os aspectos econômicos, através da utilização da análise termoeconômica para a determinação dos custos de produção. Para dar realidade aos fatos tomar-se-á a planta síntese de uma refinaria de petróleo típica.

Fica então definido o objetivo do presente trabalho como o estudo e otimização dos processos de conversão de energia da planta de utilidades de uma refinaria de petróleo de grande porte com sistema de cogeração, com proposição de melhorias para redução das irreversibilidades e dos custos de produção das utilidades.

1.2. Metodologia

Para a realização do estudo proposto acima, fez-se necessário o conhecimento dos processos de conversão de energia existentes na planta de refino e de utilidades de uma refinaria de petróleo, assim como os conceitos e formas de análise exergética e termoeconômica.

Após esse estudo, foi possível fazer uma caracterização da planta de utilidades através da definição de uma unidade tipo e elaboração de um fluxograma básico da planta de utilidades, que foi a base dos cálculos dos balanços a serem realizados, sejam eles de massa, energia ou custo (em base exergética).

Para os cálculos foram também ser levantados os parâmetros de operação dos componentes da planta de utilidades de uma refinaria típica. Através da análise exergética, foram determinados os parâmetros de desempenho dos principais equipamentos, para enfim determinar os custos de produção das utilidades através da termoeconomia.

A etapa final é o estudo de otimização dos processos, com propostas de melhorias para redução dos custos anteriormente gerados.

Para auxílio nos cálculos foi utilizado o software ESS – Engineering Equation Solver.

1.3. Motivação

A complexidade de análise de uma unidade de produção de petróleo e gás é explicada pela sua variedade de componentes e de formas de energia tais como: energia química de combustíveis, energia elétrica e energia térmica para aquecimento ou resfriamento. Cada uma atendendo a objetivos distintos e possuindo métodos de produção específicos.

A análise da eficiência energética, seja em termos globais ou para cada componente, é baseada geralmente na primeira lei da termodinâmica. O cálculo da eficiência consiste em estabelecer a razão entre a quantidade de energia associada ao efeito desejado e a quantidade de energia necessária para realizá-lo. A perda é dita como a diferença entre estas quantidades de energia. Esta abordagem é apenas quantitativa, não havendo distinção entre as diferentes qualidades dos tipos de conversão de energia.

Do ponto de vista da exergia, o cálculo da eficiência leva em conta as condições termodinâmicas do ambiente externo à unidade em que se realiza o processo global ou ao componente em que se efetua um processo específico. E o novo cálculo para a eficiência visa estabelecer a razão entre a perda da capacidade de transformação da quantidade de energia utilizada para obtenção do efeito desejado e a perda da capacidade de transformação da quantidade de energia necessária para realizá-lo. A capacidade de transformação de uma determinada quantidade de energia é medida em relação ao ambiente externo e é referida a cada uma de suas formas. Essa capacidade de transformação é denominada exergia. A vantagem desta análise é que a exergia leva as várias formas de energia à mesma base de comparação, pois a exergia que acompanha um processo possui a mesma capacidade de transformação para qualquer um deles, diferentemente da energia. Ou seja, a exergia final pode ser

comparada à exergia inicial em qualquer processo. Este é o princípio básico da análise exérgica que será mais bem detalhado ao longo deste trabalho.

E dada a diversidade de componentes e de formas de energia envolvidas no caso do estudo de uma unidade de produção de petróleo e gás, a não avaliação das distintas qualidades energéticas pode mascarar os resultados e gerar tomadas de decisões equivocadas. Para evitar esse problema, a avaliação da segunda lei da termodinâmica identifica as qualidades dos processos através dos conceitos de entropia e sua geração apresentados por este postulado.

A análise exérgica então se torna conveniente na medida em que torna os resultados mais precisos, fornecendo condições para melhores decisões em relação a mudanças nos projetos ou condições operacionais das unidades. Ela facilita também a análise termoeconômica, que identifica diferentes opções de qualidades de energia e de processos, levando a diminuição de custos.

Os parágrafos a seguir, de Antônio Valero e Miguel-Angel Lozano (Universidade de Zaragoza), defendem de maneira fervorosa a importância e abrangência da análise exérgica e termoeconômica.

“... Mas a segunda lei nos diz mais do que apenas sobre máquinas térmicas e fluxos de calor em temperaturas diferentes. Um sentido para as questões mais freqüentes sobre vida, morte, destino, ser ou não ser e conduta está de algum modo relacionado à segunda lei. Nada pode ser feito sem o irrevogável dispêndio de recursos naturais, e a quantidade de recursos necessária para executar alguma tarefa é o seu custo termodinâmico. Todos os processos produtivos são irreversíveis, e o que irreversivelmente fazemos é destruir os recursos naturais. Se pudermos medir este custo termodinâmico, identificando, localizando e quantificando as causas de ineficiências de processos reais, estamos dando uma base objetiva para economia através do conceito de custo...”

... Vivemos em um mundo finito e pequeno para as pessoas que somos e seremos, e os recursos naturais são escassos. Se quisermos sobreviver, devemos conservá-los. Neste empenho, a termoeconomia desempenha um papel chave. Temos que conhecer os mecanismos pelos quais a energia e os recursos se degradam. Temos que

aprender a julgar que sistemas trabalham melhor e sistematicamente melhorar os projetos para reduzir o consumo de recursos naturais e devemos prevenir os resíduos prejudiciais ao meio ambiente. Estas são as razões para a termoeconomia e suas aplicações em engenharia de sistemas de energia...”

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Análise Exergética

2.1.1. Conceito de Exergia

A palavra exergia deriva do Grego, e é formada a partir da combinação do prefixo *ex*, com o significado de “para fora”, com o termo *ergon*, que significa “força” ou “trabalho”: força para fora, ou força que pode ser extraída.

Utilizando-se uma definição clássica (SZARGUT *et al.*, 1988d):

“Exergia é a quantidade de trabalho que pode ser obtida quando uma quantidade de matéria é trazida a um estado de equilíbrio termodinâmico com os componentes comuns do ambiente, por meio de processos reversíveis, envolvendo interações apenas com estes componentes”.

Pode-se dizer que a exergia é uma medida quantitativa do desvio do estado do sistema em relação ao estado do ambiente. Em um processo espontâneo do sistema até o equilíbrio com o ambiente, nenhum trabalho útil é realizado (mínimo zero). Para um sistema já em equilíbrio com o ambiente, sua exergia assume o seu valor mínimo zero.

Como consequência, a exergia é um atributo da combinação sistema-ambiente. Exergia é propriedade termodinâmica, uma vez que as interações que ocorrem para sua obtenção não dependem do caminho percorrido. Mas é necessário notar que a quantificação do potencial exergético de um sistema depende também das propriedades termodinâmicas do ambiente que o cerca, o que representa uma peculiaridade em relação às outras propriedades como: temperatura, pressão, entalpia, energia interna, etc., que são independentes do meio ambiente (ambiente de referência).

Em uma comparação com a energia que sempre se conserva, a exergia pode ser armazenada, destruída e, portanto em geral não é conservada, podendo ser transferida entre sistemas.

Pode-se fazer a comparação entre energia e exergia: a abordagem da primeira lei da termodinâmica que estabelece a conservação de energia, não faz distinção entre suas diversas qualidades, apresentando uma análise puramente quantitativa.

Como a segunda lei da termodinâmica apresenta a conceituação de entropia e sua geração, a diferença entre as qualidades dos processos se torna visível, demonstrando que alguns tipos de conversões energéticas, embora com as mesmas magnitudes, possuem potenciais distintos de aproveitamento útil. A exergia, por combinar essas duas leis da termodinâmica, permite uma verificação tanto quantitativa como qualitativa de maneira simultânea.

De uma maneira mais prática, a exergia de um sistema em um estado definido é o trabalho útil (trabalho de eixo, trabalho elétrico) teórico máximo que pode ser obtido quando o sistema interage com o ambiente (de referência) desde o estado especificado até o equilíbrio termodinâmico mútuo.

O desequilíbrio, medido através dos parâmetros mencionados, está relacionado com a capacidade de conversão da energia contida em um sistema em qualquer forma (cinética, potencial, eletromagnética, química, etc.), ou seja, mede quanto trabalho útil (tipicamente trabalho mecânico, trabalho de eixo) pode ser efetuado por um sistema, dada a sua quantidade de matéria e seu estado termodinâmico. E quando o sistema for trazido ao estado de equilíbrio com o meio através de processos reversíveis, o trabalho útil obtido nestes processos denomina-se exergia.

Sendo assim, fica facilmente explicado que a exergia tem unidade de energia.

2.1.2. Ambiente de referência

Como o potencial exergético de um sistema depende das condições do ambiente que o cerca e as propriedades termodinâmicas do ambiente não são constantes ao longo do espaço e do tempo, é necessário avaliar a importância da determinação do ambiente de referência no cálculo da exergia.

Existem basicamente duas correntes de pensamento associadas à determinação do ambiente de referência. Uma delas, conforme GALLO e MILLANEZ (1990), e KESTIN, J. (1980), sustenta que o ambiente deve ser escolhido para cada situação avaliada, levando-se em conta o potencial químico das substâncias presentes nas redondezas do sistema em questão e a temperatura e pressão ambiental nos seus contornos.

Essa metodologia deve ser utilizada quando o sistema estudado apresenta variações operacionais significativas face às mudanças ambientais (como em máquinas térmicas e de refrigeração) ou em ambientes cujas características se distanciem das médias mundiais (como em regiões polares ou desérticas).

A outra corrente, conforme AHRENDTS (1980), SUSSMAN (1980) e SZARGUT *et al.* (1988e), sustenta que o ambiente tem uma condição normal e fixa de temperatura, pressão e composição química, ainda que esta condição não coincida com a real em cada situação local ou temporal.

A proposta de SZARGUT *et al.* (1988f) indica uma temperatura $T_0=298,15$ K (25°C), $P_0=101,325$ kPa e considera espécies químicas comuns na atmosfera, no mar e na crosta terrestre como referência para o cálculo da exergia.

Essa proposta será usada no presente trabalho. Embora alguns sistemas presentes no modelo, como as máquinas térmicas, sejam muito suscetíveis às variações ambientais, o estudo não tem pretensão de possuir rigor quantitativo. A intenção é uma avaliação qualitativa e comparativa. Desta maneira, temperatura ambiente de 25°C e pressão ambiental de 100 kPa, referente ao nível do mar, estão bastante coerentes com as situações a serem avaliadas para unidades de refino de petróleo, com temperaturas médias em torno do valor proposto.

2.1.3. A exergia de um sistema fechado

Nesta seção será utilizada como referência a linha de estudos alemã de STEPHAN e MAYINGER (1998a), por isso, para ter coerência será utilizado o sistema de convenções definidas por eles. É importante ressaltar que essas convenções só serão utilizadas nesta etapa de fundamentação teórica, unicamente para corresponder com a referência. Posteriormente, serão utilizadas as convenções americanas. Para evitar confusões, essas mudanças serão previamente anunciadas.

A convenção, tanto para trabalho quanto para calor é:

- Que “entram” no sistema, serão positivos;
- Que “saem” do sistema serão negativos, o que difere da convenção da linha americana.

Para um sistema passar ao equilíbrio com seus arredores, é necessário alterar sua energia interna através das interações calor ou trabalho entre o sistema e o ambiente. Isto pode ser identificado com o auxílio da primeira lei da termodinâmica:

$$dU = dQ + dW, \quad (1)$$

A interação calor entre o sistema e arredores deve ser à mesma temperatura do ambiente (T_o). Assim, o sistema será trazido à temperatura ambiente através de uma troca de calor reversível entre sistema e arredores. Pela segunda lei da termodinâmica, a interação calor reversível entre sistema e arredores é:

$$dQ = T_o \cdot dS. \quad (2)$$

O trabalho dW apurado pela primeira lei na Eq. (1) será a combinação do máximo trabalho dW_{ex} útil (exergia) com o trabalho $p_o dV$ que seria necessário para vencimento da pressão dos arredores ($dW = dW_{ex} - p_o dV$). Desta forma, combinando estes conceitos, tem-se:

$$dU = T_o \cdot dS + dW_{ex} - p_o \cdot dV, \quad (3)$$

A parcela $p_o dV$ entra na equação com o sinal negativo de acordo com a convenção apresentada nesta seção, considerando-se que o trabalho $p_o dV$ flui do sistema para o ambiente.

A integração da primeira lei entre a temperatura do sistema em desequilíbrio com os arredores (índice '1') e em equilíbrio (índice 'o') resulta:

$$U_1 - U_o = T_o (S_1 - S_o) - W_{ex} - p_o (V_1 - V_o), \quad (4)$$

Considerando-se, nesse caso, que o trabalho flui para fora do sistema.

O trabalho máximo (exergia) é:

$$-W_{ex} = U_1 - U_o - T_o (S_1 - S_o) + p_o (V_1 - V_o), \quad (5)$$

O trabalho reversível ($-W_{ex}$) não é determinado apenas pela Eq. (5), embora ela seja válida independentemente da qualidade em que o máximo trabalho é ganho, o sistema pode ser levado ao equilíbrio com os arredores através de interações entre parâmetros mecânicos, elétricos, químicos ou térmicos.

Caso o sistema tenha paredes rígidas, ou o trabalho $p_o(V_1 - V_o)$ seja desprezível, a exergia do sistema fechado se torna:

$$-W_{ex} = U_1 - U_o - T_o (S_1 - S_o) = U_1 - [U_o + T_o (S_1 - S_o)], \quad (6)$$

Assim, apenas a quantidade $U_o + T_o (S_1 - S_o)$ da energia interna U_1 não pode ser convertida em trabalho. A parte $T_o (S_1 - S_o)$ é positiva, quando a entropia S_1 do sistema em desequilíbrio com os arredores é maior que a entropia de equilíbrio S_o e o sistema cede calor para os arredores, enquanto partem para o equilíbrio. No caso contrário, quando a entropia S_1 é menor que S_o , a parte $T_o (S_1 - S_o)$ é negativa e o sistema recebe calor dos arredores, transformando-o em trabalho. Deste modo, o trabalho efetuado é maior que a variação de energia interna.

A seguir, um exemplo de sistema em expansão.

Sendo o estado de desequilíbrio do sistema identificado por p_1, T_1 (Figura1). Ele passa por uma expansão adiabática e reversível 11' até a temperatura T_o , dos arredores e uma pressão $p_{1'}$ ainda maior que a pressão de equilíbrio p_o . A partir do estado '1', o sistema continua sua expansão, agora isotérmica até o equilíbrio com os arredores, sendo a interação calor quantificada por:

$$T_o (S_o - S_{1'}) = T_o (S_o - S_1), \quad (7)$$

Isso significa que não é possível haver a interação trabalho entre um sistema e seus arredores, caso os mesmos já estejam em equilíbrio termodinâmico, ou seja:

“A energia interna dos arredores não pode ser transformada em exergia.”

Para a parte da energia interna que não se transforma em trabalho, tem-se:

$$B_o = U_o + T_o (S_1 - S_o) - p_o (V_1 - V_o). \quad (8)$$

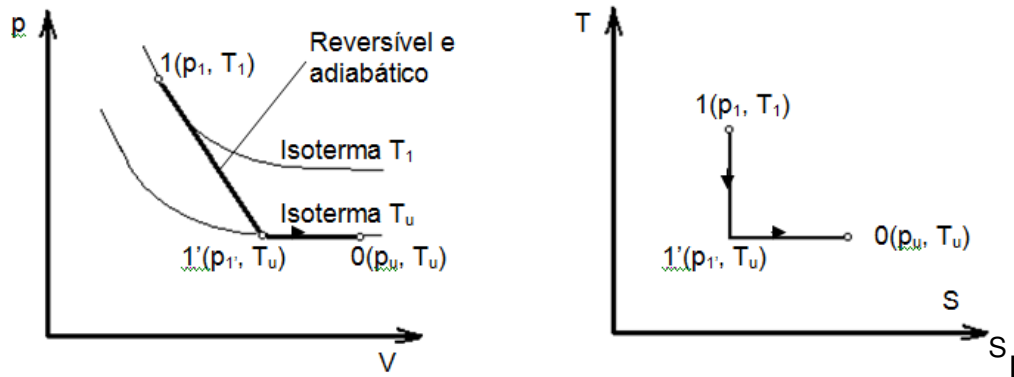


Figura 1 - Máximo trabalho com recebimento de calor dos arredores.

A proposta é que a quantidade B_o seja considerada como *Anergia*. A anergia pode ser positiva, negativa ou nula. Com isto a formulação da energia interna se torna:

$$U_1 = (-W_{ex}) + B_o, \quad (9)$$

A energia interna é obtida da exergia e da anergia. Toda a energia é a combinação de exergia e anergia.

Em casos especiais, a exergia como também a anergia podem ser nulas. Então, qualquer forma de energia mecânica é exclusivamente exergia, assim como a energia interna dos arredores se comporta restritamente como anergia.

Desse modo, como pode ser inferido pela equação anterior, a anergia pode ser igual ao máximo trabalho útil reversível (exergia), sendo possível ainda ser maior, menor ou igual à reserva de energia interna U_1 . No caso de um ambiente de referência qualquer, sua energia interna se traduz em anergia, já que o ambiente não tem qualquer potencial de gerar trabalho útil.

2.1.4. Exergia de um sistema aberto

De forma semelhante ao desenvolvimento do conceito de exergia de um sistema fechado, a primeira lei da termodinâmica para um sistema aberto é:

$$dH = dQ + dW, \quad (10)$$

O máximo trabalho útil ou a exergia de um fluxo mássico é obtida ao se levar esta corrente ao equilíbrio termodinâmico com os arredores através de processos reversíveis.

A interação calor entre o sistema e seus arredores deve ocorrer de forma a levar a corrente ao equilíbrio com os arredores através de um processo reversível e adiabático à temperatura de estabilização constante T_o .

Pela segunda lei da termodinâmica a interação calor reversível entre a corrente e os arredores é:

$$Q_o = \int_1^o T_u dS = T_o (S_o - S_1). \quad (11)$$

Através de integração da primeira lei do estado inicial 1 até o estado dos arredores 'o':

$$-W_{ex} = H_1 - H_o - T_o (S_1 - S_o) = H_1 - [H_o + T_o (S_1 - S_o)], \quad (12)$$

A parte $H_o + T_o (S_1 - S_o)$ é justamente aquela que não pode ser transformada em trabalho útil. A parcela $T_u (S_1 - S_o)$ é positiva quando o fluxo mássico cede calor para os arredores, enquanto partem para o equilíbrio, e negativa no caso contrário e a corrente recebe calor do ambiente. Neste caso, a exergia é maior que a variação de entalpia devido ao calor recebido pela corrente proveniente dos arredores.

Exemplificando um sistema aberto simples, como uma turbina a vapor com expansão adiabática e condensação do vapor em um condensador à temperatura constante dos arredores T_o . Sendo H_1 a entalpia do vapor superaquecido, H_o a do

condensado em equilíbrio com os arredores e T_o ($S_1 - S_o$) o calor rejeitado no condensador, através da água de arrefecimento.

A parcela da entalpia H_1 não transformada em trabalho útil é:

$$B_H = H_o + T_o (S_1 - S_o), \quad (13)$$

Nesse caso, B_H é a parcela de anergia da entalpia H_1 . Ela pode ser positiva, negativa ou nula.

$$H_1 = (-W_{ex}) + B_H. \quad (14)$$

A entalpia de um fluxo mássico é a combinação de exergia e anergia. A anergia B_H pode ser, conforme o desenvolvimento acima, maior, menor ou igual à entpia da corrente H_1 .

2.2. Análise Termoeconômica

2.2.1. Termoeconomia

A análise termoeconômica tem como finalidade a determinação dos custos dos produtos gerados, assim como dos custos das irreversibilidades (exergia destruída). De uma maneira geral, ela estuda o processo de formação de custos, tendo como base de locação dos mesmos o valor termodinâmico de cada produto.

Essa ferramenta é particularmente útil quando o foco do estudo é um processo com mais de um produto (caso da maioria dos processos e equipamentos de uma refinaria). Neste caso, critérios de partição de custos (em base exergética) introduzem as equações que tornam o problema passível de solução, dado que o balanço de custos gera um sistema com número de incógnitas superior ao número de equações.

Outro parâmetro de desempenho introduzido pela análise termoeconômica é o fator f_i de cada módulo da planta. Através dele é possível estabelecer uma relação entre a eficiência global e as eficiências de cada equipamento ou processo, sendo útil para caracterizar a influência de cada módulo da planta no consumo exergético total.

Ou seja, através dele, identificam-se os principais responsáveis pelo uso da exergia da instalação, direcionando assim os procedimentos de otimização do uso de insumos energéticos.

A análise termoeconômica deve ser feita após a análise exergética detalhada do sistema, as etapas que seguem são:

- Balanço de custos para cada equipamento;
- Critérios de partição de custo para equipamentos com mais de um produto.

Vale antecipar que apesar da etapa de análise exergética ser anterior à análise termoeconômica, o cálculo dos rendimentos exergéticos de cada equipamento varia dependendo dos critérios de partição de custo adotados.

2.2.2. Balanço Geral de custos

O balanço de custos de um equipamento ou processo é dado pela Eq. 15:

$$\sum Despesas = \sum Custos. \quad (15)$$

Sendo as despesas referentes ao custo dos insumos, ao custo de capital, da operação e da manutenção do equipamento. E as despesas referentes aos custos produtos gerados. E cada termo apresenta dimensão de custo por unidade de tempo (normalmente U\$/segundo).

Tomando um volume de controle em torno de um equipamento que consome os insumos a , b e c , e gera os produtos e , f e g ; e introduzindo o custo unitário médio, c_i , teremos:

$$c_a N_a + c_b N_b + c_c N_c + \dot{C}_{eq} = c_e N_e + c_f N_f + c_g N_g$$

com

$$c_i = \frac{C_i}{N_i} \quad (16)$$

Onde a grandeza N_i pode ser vazão em massa, em volume, fluxo de energia ou exergia. Neste trabalho, os custos serão tomados em base exergética.

Os custos dos equipamentos, com dimensão de custo por unidade de tempo, são obtidos através de análises econômicas que consideram a amortização, operação e manutenção dos mesmos. Nos casos em que o equipamento já foi amortizado, o cálculo do custo do equipamento é feito apenas considerando operação e manutenção. Neste trabalho será considerada uma planta amortizada, entretanto os resultados para uma planta não amortizada estão apresentados em anexo.

O custo de aquisição dos equipamentos por unidade de tempo é determinado pela Eq. 17.

$$\dot{C}_{Aq} = \frac{C_{Aq} \cdot f_a}{3600 \cdot T_{op}} \quad (17)$$

$$f_a = \frac{i}{1 - (1 + i)^{-N}}$$

Onde:

- C_{Aq} : custo de aquisição;
- f_a : Fator de amortização (adimensional);
- i : Taxa de juros (% aa);
- N : Tempo de vida da instalação (em anos);
- T_{op} : Número de horas de operação (h/ano).

Para um equipamento genérico (caldeira, turbina, condensador ou bomba) o custo de aquisição (em U\$) pode ser estimado através do método proposto por BOEHM (1987). Nele, o custo de equipamentos é baseado em um custo e uma capacidade de referência, respectivamente C_r e S_r . Assim, estima-se o custo de equipamentos com características construtivas similares mas cuja capacidade, representada por S , é diferente da referência:

$$C_{Aq} = C_r \left(\frac{S}{S_r} \right)^m \quad (18)$$

Os parâmetros C_r , S , S_r e m encontram-se na Tab. 1. O valor de S , como dito acima, é relativo à capacidade do equipamento. Para caldeiras, é representado pela capacidade de geração de vapor, enquanto que para turbinas utiliza-se sua capacidade de geração de energia elétrica.

Tabela 1 - Parâmetros para o cálculo do custo de diversos equipamentos.

Equipamento	M	C_r	S_r	S
Caldeira	0,59	340	10^5	$\dot{m}$ [lb/h]
Turbina a vapor	0,68	25	10^3	$\dot{W}$ [kW]
Condensador	0,55	3	10	$\dot{W}$ [kW]
Bomba	0,58	7,5	100	$\dot{W}$ [kW]

Fonte: Boehm (1987)

O custo de aquisição da turbina a gás é estimado através de uma curva que relaciona este valor com a potência do equipamento.

Deve-se considerar também o custo de operação e manutenção por unidade de tempo. Neste trabalho foram utilizados custos típicos de operação e manutenção para cada equipamento.

O taxa de custo de cada equipamento é então a soma do custo de aquisição com os custos de manutenção e operação, no caso da planta não amortizada; e apenas os custos de operação e manutenção no caso da planta amortizada.

Os valores de c_a , c_b e c_c são dados de entrada (obtidos através da análise termoeconômica dos equipamentos que o fornecem ou pelo preço de compra) e os valores de c_e , c_f e c_g são as incógnitas da equação.

Como o número de equações gerado pelo balanço de custos de cada equipamento é inferior ao número de incógnitas (que são os custos específicos dos produtos), tornam-se necessárias relações suplementares. Essas relações derivam de considerações ligadas a aspectos econômicos e são conhecidas como critérios de partição de custos.

2.2.3. Critérios de partição de custos

Os critérios tradicionalmente utilizados são:

- Método da igualdade;
- Método da extração;
- Método do subproduto.

Entretanto, apenas os dois primeiros serão utilizados já que no último não se utiliza a base exergética como escala de valor.

No método da igualdade considera-se que os equipamentos ou processos em questão satisfazem todas as demandas exergéticas e, logo, os produtos têm o mesmo custo exergético específico. Por exemplo, aplica-se esse método para uma turbina cuja geração de vapor e eletricidade são igualmente importantes para suprir as necessidades da planta. Neste caso, o rendimento exergético da turbina é dado por:

$$(\eta_b)_t = \frac{W_e + B_{ts}}{B_{te}}. \quad (19)$$

No método da extração considera-se que os equipamentos ou processos têm uma única função relevante, e logo o produto resultante dessa função é responsável por todo custo do equipamento. Tomando o exemplo de uma turbina responsável apenas por gerar eletricidade, a mesma “carrega” o custo da exergia consumida, de capital, operação e manutenção do equipamento e, o custo do vapor de saída da turbina (vapor de baixa ou de média) será igual ao custo do vapor de entrada da turbina (vapor de alta ou de média). O seu rendimento exergético é definido como:

$$(\eta_b)_t = \frac{W_e}{B_{te} - B_{ts}}. \quad (20)$$

O método do subproduto considera que apenas um produto é essencial, e o mesmo tem seu custo específico calculado através da melhor alternativa para obtê-lo. Esse método peca na medida em que um dos custos é determinado em um cenário

diferente daquele de operação da planta, deixando também de usar a base exergética como escala de valor. Como já citado, esse método não será utilizado neste trabalho.

3. CARACTERIZAÇÃO DOS PROCESSOS DE CONVERSÃO DE ENERGIA

3.1. Planta de refino

Apesar do presente trabalho tem como foco o estudo dos processos que ocorrem na planta de utilidades de uma refinaria, a compreensão dos processos de refino faz-se necessária, já que os sistemas de utilidades são projetados para suprir a energia e os fluxos auxiliares ao processo de refino.

Para caracterização da planta de refino foram utilizadas com fontes de consulta as apostilas do programa de Trainees Petrobrás 2002/2003 oferecidos pela Universidade Petrobrás, citadas como referências bibliográficas ao final deste trabalho.

3.1.1. Fluxo do petróleo nas unidades de refino

O óleo bruto produzido em plataformas (offshore) e em campos terrestres (onshore) é transportado através de dutos marítimos e terrestres ou em navios aliviadores (quando a produção for feita em FPSOs), sendo recebido em tanques nos terminais terrestres e depois é bombeado para as refinarias.

O processo de refino inicia-se através do bombeio contínuo dos tanques para as unidades de destilação. O óleo bruto chega à destilação passando em uma bateria de trocadores (permutadores) de calor tipo casco-tubo conhecida como bateria de pré-aquecimento onde o óleo é progressivamente aquecido e em seguida é conduzido para as unidades de dessalgação (dessalgadoras) onde são retirados os sais de cloro ($MgCl_2$) e sedimentos que depositam nas placas das dessalgadoras.

Os sais de cloro liberam HCl (ácido clorídrico) o que pode causar corrosão acentuada nas torres de fracionamento e tubulações e por esta razão são dosados inibidores de corrosão em alguns sistemas. Os sais e sólidos dissolvidos depositam-se nos trocadores de calor e nos tubos dos fornos, causando entupimentos e perda de eficiência térmica e também supraaquecimento localizados nas serpentinas desses

fornos. Sais e sedimentos atuam como catalisadores para formação de coque no interior dos tubos de fornos e nas linhas de transferência, provocando também entupimentos e diminuição da transferência de calor nos equipamentos.

3.1.2. Unidades de destilação

A destilação é um processo básico de separação do petróleo. Consiste na vaporização e posterior condensação devido à ação de temperaturas e pressão sobre os componentes do petróleo (hidrocarbonetos e impurezas), baseados na diferença de seus pontos de ebulição. O processo de separação por destilação é um processo eminentemente físico, pois não há alteração das propriedades químicas dos componentes da mistura a ser destilada, não existindo, portanto, qualquer reação química entre as moléculas da mistura.

A destilação é o processo de separação mais simples e barato, sendo o primeiro processo desenvolvido na história do refino do petróleo.

Por ser extremamente versátil esta unidade é largamente utilizada no mundo. A unidade de destilação existirá sempre, independente de qual seja o esquema de refino existente e é o principal processo a partir do qual os demais são alimentados, pois é o primeiro processo existente na refinaria.

A destilação é feita em várias etapas: Pré-aquecimento, Dessalinização, Torre de Pré-Flash, destilação atmosférica e destilação à vácuo. Essas etapas serão posteriormente detalhadas.

O objetivo da destilação é obter as frações básicas do processo de refino como o gás combustível de refinaria, o GLP, a nafta, querosene, gasóleo atmosférico (óleo diesel), gasóleo de vácuo e o resíduo de vácuo. Seus rendimentos são variáveis em função do petróleo processado.

Conforme o número de estágios de destilação que o petróleo é submetido, podemos ter unidades de um, dois, ou três estágios.

3.1.2.1. Unidades de um estágio

Consiste de uma torre de destilação única, que trabalha à pressões próximas da atmosférica. A torre de destilação atmosférica produz destilados desde gases até o óleo diesel, além do produto residual (resíduo atmosférico) que é vendido como óleo combustível.

Esse tipo de unidade é normalmente encontrada quando a capacidade de refino é bastante pequena e não há unidades adicionais de craqueamento (que será explicado posteriormente no item 3.1.4).

3.1.2.2. Unidades de dois estágios

As unidades de dois estágios podem ser de dois tipos:

1- Torres de Pré-Flash e Destilação Atmosférica

As torres de pré-flash são utilizadas para retirar do petróleo as frações mais leves (GLP, gás combustível de refinaria e nafta leve), permitindo desta forma que o sistema de destilação atmosférica não seja de grande porte.

O petróleo pré-vaporizado tem retirado, na destilação atmosférica, a nafta pesada, querosene e o óleo diesel, tendo como produto de fundo o resíduo atmosférico (vendido como óleo combustível).

Este esquema é muito pouco utilizado, só tendo sentido quando se trabalha com petróleos bastante leves e não exista craqueamento térmico ou catalítico.

2- Destilação Atmosférica e Destilação a Vácuo

A torre de destilação atmosférica produz destilados desde gases até o óleo diesel, e como produto de fundo temos o resíduo atmosférico.

A torre de vácuo retira do cru reduzido o gasóleo leve e o gasóleo pesado, tendo como produto de fundo o resíduo de vácuo, que pode ser vendido como óleo combustível ou asfalto, conforme a sua qualidade.

Este conjunto é usualmente encontrado para unidades de médio porte e quando existem processos adicionais de craqueamento.

3.1.2.3. Unidades de três estágios

Este tipo possui três estágios de fracionamento para o petróleo. Consiste de torre de pré-flash, torre de destilação atmosférica e torre de vácuo. É o tipo mais comum, normalmente usado quando necessita-se de grandes capacidades e dispõe-se de unidades de craqueamento.

Além destas torres, encontramos também nas unidades de destilação de petróleo, a torre estabilizadora de nafta leve. Nesta torre, a carga (nafta leve não estabilizada) é separada em duas correntes: GLP e nafta leve estabilizada. Este produto sai pelo fundo da torre com sua Pressão de Vapor Reid (PVR) especificada, podendo ser adicionada ao “pool” de gasolina da refinaria.

O modo de permitir que os gases de topo sejam liquefeitos após a condensação, a estabilizadora opera a pressões elevadas (em torno de 10 kg/cm²). Este método é empregado quando se trabalha com hidrocarbonetos leves, de alta volatilidade, que devido à alta pressão se liquefazem, sendo possível o seu fracionamento. Quanto mais leves forem os hidrocarbonetos a serem fracionados, maior deverá ser a pressão de trabalho da torre.

Podemos também encontrar em unidades de destilação, uma torre de fracionamento de nafta, cuja finalidade é produzir outra nafta mais leve para ser vendida como solvente ou como carga para unidades petroquímicas.

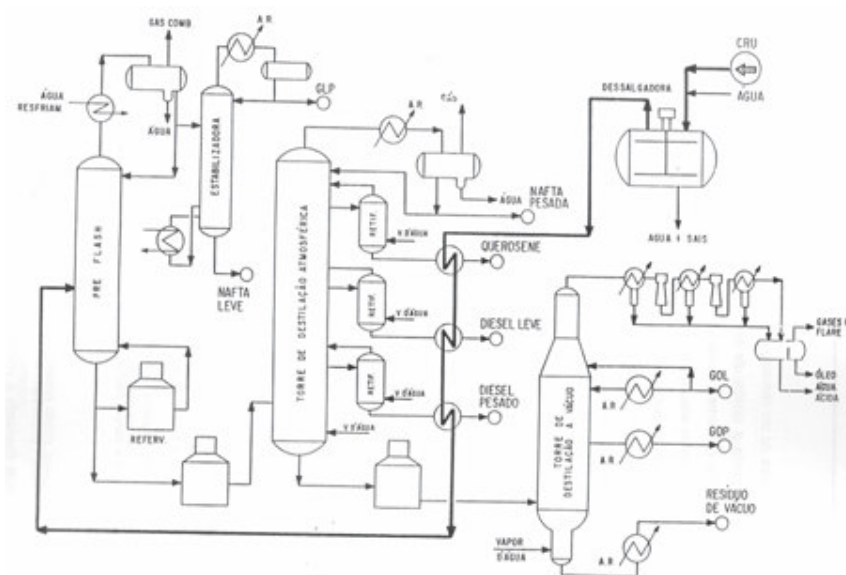


Figura 2 - Unidade de destilação de três estágios.

3.1.3. Destilação atmosférica

O Petróleo após deixar o último trocador da bateria de pré-aquecimento, está ainda com uma temperatura abaixo da requerida para que ocorra o fracionamento eficaz. Com a finalidade de elevar mais a temperatura possibilitando atingir as condições ideais de fracionamento, a carga é introduzida em fornos tubulares onde recebe energia térmica produzida pela queima de óleo e/ou gás combustível. Para que se consiga vaporizar todos os produtos que serão retirados na torre de destilação atmosférica, a carga deverá ser aquecida até um valor pré-determinado, porém não deve ser ultrapassada esta temperatura limite para não ocorrer o craqueamento térmico nesta fase (que é uma ocorrência indesejável na destilação porque provoca a deposição de coque nos tubos dos fornos e nas regiões inferiores da torre atmosférica). A máxima temperatura que se pode aquecer o petróleo na entrada da torre de destilação atmosférica é de 400°C.

A Figura 3 mostra o esquema de uma unidade de destilação atmosférica e o esquema da torre de fracionamento atmosférico

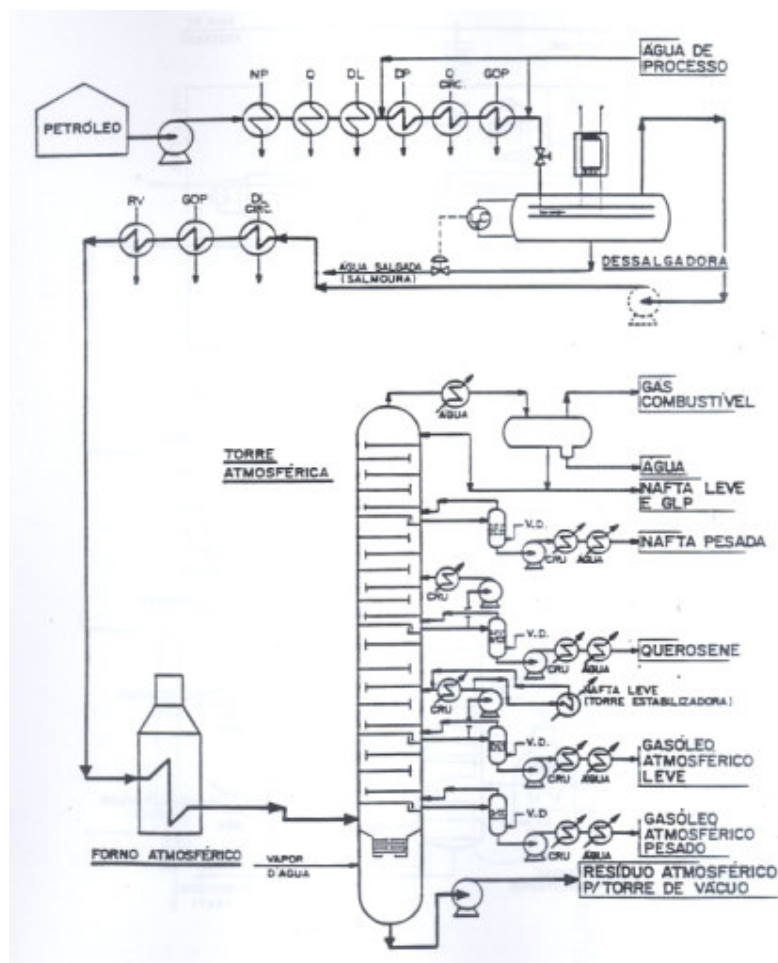


Figura 3 - Fracionamento Atmosférico.

O ponto de entrada da torre atmosférica é denominado de zona de vaporização ou “zona de flash” e o local onde ocorre a separação do óleo em duas correntes: uma constituída de frações vaporizadas que sobem em direção ao topo da torre e outra líquida que desce em direção ao fundo.

As torres possuem no seu interior bandejas ou pratos de modo a possibilitar a separação do óleo em cortes conforme os diferentes pontos de ebulição, porque à medida que os pratos estão mais próximos do topo, suas temperaturas vão decrescendo. Desta forma, o vapor ascendente ao entrar em contato com cada bandeja tem uma parte de seus componentes condensada. A medida que o vapor se dirige para o topo, troca calor e massa com o líquido existente em cada prato. Os hidrocarbonetos cujos pontos de ebulição são maiores ou iguais à temperatura de

uma determinada bandeja, aí ficam retidos, enquanto a parte restante do vapor prossegue em direção ao topo até encontrar outra bandeja mais fria, onde o fenômeno se repete.

O líquido existente em cada prato está no seu ponto de ebulição e existe sempre uma diferença de temperatura entre os dois pratos vizinhos, podendo concluir que a composição química do líquido varia de prato a prato, tornando-se mais pesado à medida que se aproxima do fundo da torre e o vapor mais leve à medida que se aproxima do topo da torre. A medida que as frações vão se condensando, o nível em cada bandeja vai aumentando e o excesso é derramado ao prato inferior. Ao atingir este prato inferior, que se encontra numa temperatura mais alta, as frações leves pertencentes ao prato superior são re-evaporadas. O líquido que transborda prato a prato é conhecido como “refluxo interno” sendo necessário para garantir o bom funcionamento da torre. Em determinados pontos da torre os produtos são retirados segundo as temperaturas limites de destilação das frações (cortes) desejados.

Os componentes mais leves da carga, que não se condensaram em nenhum ponto, saem da torre pelo topo e são condensados em trocadores (permutadores) de calor situados fora da torre, e o líquido depois de resfriado é recolhido em um vaso (tambor de acúmulo). Desse tambor uma parte retorna à torre como refluxo de topo e a outra parte é enviada para armazenamento ou alimentação de outro sistema. As finalidades principais do refluxo de topo são o controle da temperatura de saída de vapor e a geração do refluxo interno, que é fundamental para uma adequada operação da torre atmosférica. Como complemento ao refluxo de topo poderá existir um refluxo de produto lateral circulante.

O refluxo circulante é uma corrente que deixa a torre como líquido, é resfriada e devolvida à coluna alguns pratos acima da retirada. Sua função é retirar calor da torre, gerando mais refluxo interno, porém esta corrente não interfere diretamente no funcionamento, uma vez que o mesmo produto é coletado num determinado prato é devolvido inalterado em sua composição à coluna. As frações intermediárias que saem lateralmente na torre, possuem componentes mais leves que são retidos no líquido, quando o vapor atravessa o portão de retirada. Esses compostos baixam o ponto inicial de ebulição e o ponto de fulgor dos cortes, sendo necessária a sua eliminação e isto é feito em pequenas torres conhecidas como

“retificadoras laterais” ou “strippers”. Nesses equipamentos injeta-se vapor d`água que baixa a pressão parcial dos hidrocarbonetos e embora a pressão total permaneça constante, o abaixamento da pressão parcial dos hidrocarbonetos equivale à uma diminuição da pressão total e desta forma, sem que haja variação na temperatura, as frações mais leves são vaporizadas e levadas juntamente com o vapor d`água de volta à torre principal.

Na torre de destilação usa-se o vapor d`água para retificar o produto de fundo, melhorando o seu ponto de fulgor e recuperando as frações arrastadas que pertencem à retirada imediatamente superior à da zona de flash. As correntes de vapor d`água que entram na coluna saem pelo topo juntamente com os hidrocarbonetos leves e são condensados em conjunto.

Pelo topo da torre atmosférica saem vapores de nafta leve e GLP que são condensados fora da torre e posteriormente serão separados. O resíduo de destilação atmosférica que sai pelo fundo da torre é denominado “resíduo atmosférico” (RAT) e dele ainda podem ser retiradas frações importantes, através da fase seguinte que é a unidade de destilação a vácuo.

Quando há necessidade de se projetar unidades de grandes capacidades de carga, ou de se ampliar a carga total da unidade de destilação já existente, utiliza-se uma torre de pré-flash (pré-fracionamento). Essa torre retira do petróleo os cortes mais leves no processo de refino (GLP e nafta leves) permitindo ampliar a carga de uma unidade ou dimensionar os fornos e o sistema de destilação atmosférica de menor tamanho. O petróleo pré-fracionamento que deixa a torre de pré-flash é encaminhado aos fornos e daí até a torre atmosférica onde é retirado a nafta pesada, querosene e o óleo diesel, tendo como produto de fundo o RAT (resíduo atmosférico) que é bombeado para a unidade de destilação a vácuo (segue pelas linhas de transferência para o forno de vácuo).

3.1.4. Destilação a vácuo

O resíduo atmosférico (RAT) oriundo da unidade de destilação atmosférica é um corte de alto peso molecular e de baixo valor comercial. Sua única utilização prática é como óleo combustível. Entretanto acham-se contidas no RAT frações de

elevado potencial econômico, tais como os gasóleos, que não podem ser separados por meio de destilação usual porque devido aos seus altos pontos de ebulição à pressão atmosférica é impossível vaporizá-los em face ao limite de 400^oCelsius imposta pela decomposição térmica dos hidrocarbonetos pesados.

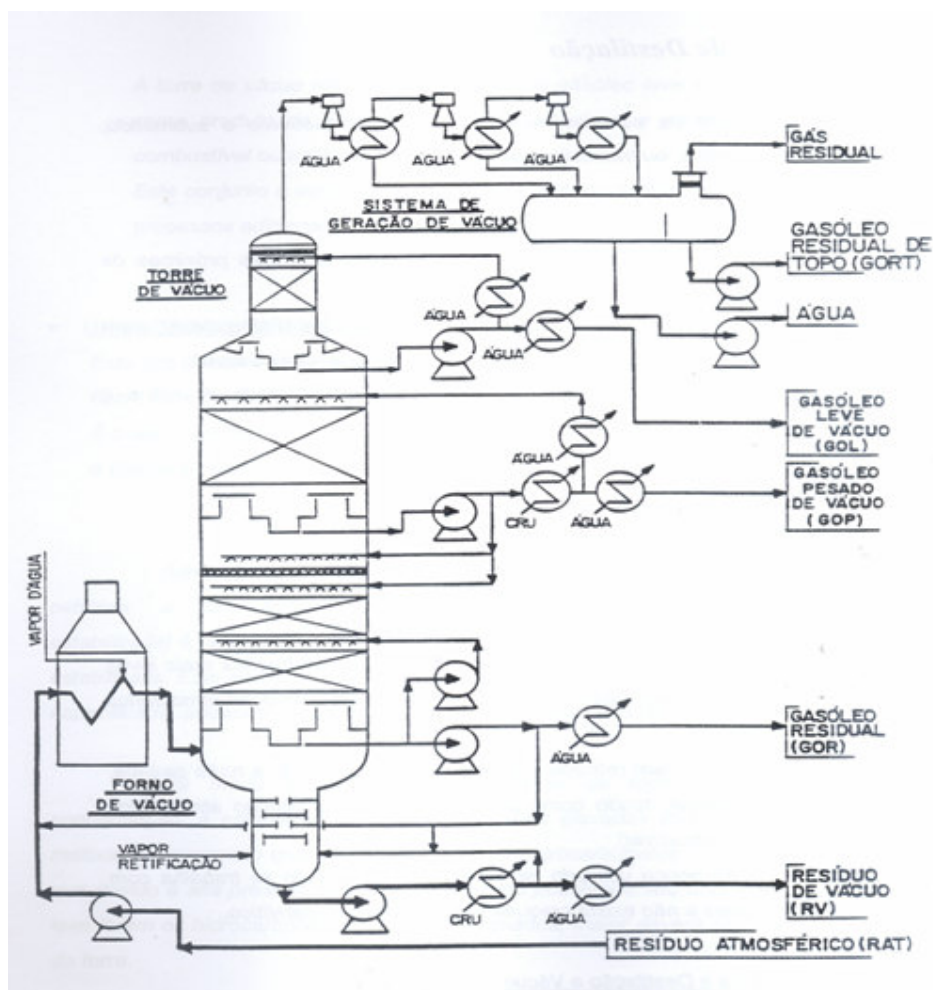


Figura 4 - Torre de destilação a vácuo.

A temperatura de ebulição varia diretamente com a pressão, ou seja, se baixarmos a pressão os pontos de ebulição das frações também cairão e elas serão vaporizadas a uma temperatura menor que a necessária à sua vaporização quando se trabalha à pressão atmosférica. Desta forma, trabalhando-se a pressões abaixo da atmosférica e é possível retirar-se do petróleo reduzido de gasóleo, por meio de destilação a vácuo.

A destilação a vácuo é adotada usualmente em dois casos: produção de óleos lubrificantes ou produção de gasóleos para formar a carga da unidade de craqueamento catalítico fluído (FCC). O resíduo atmosférico que deixa o fundo da torre atmosférica é bombeado para os fornos da seção de vácuo, para que sua temperatura seja aumentada.

Do mesmo modo da destilação atmosférica, a temperatura de saída dos fornos não deve ultrapassar a temperatura inicial de craqueamento térmico. A decomposição dos hidrocarbonetos, além da formação de depósitos de coque nas tubulações e na região abaixo da zona de flash, provoca a geração de gases leves, fazendo com que a pressão aumente devido a sobrecarga no sistema de vácuo.

A produção do vácuo na torre de destilação a vácuo é obtida através de um conjunto de ejetores a vapor d'água que direciona do fluido para o centro de uma venturi promovendo a condensação do vapor e formação do vácuo. Alternativamente pode-se utilizar bombas de anel líquido para obtenção do vácuo necessário, porém esta solução não é muito usual, a maioria das refinarias utilizam o vapor d'água para produzir o vácuo através da condensação com ejetores.

Nos fornos de vácuo é muito usual injetar-se uma certa quantidade de vapor d'água. A presença do vapor aumenta a turbulência do petróleo que está sendo aquecido e diminui o tempo de residência da carga nos fornos. O objetivo dessa adição de vapor d'água é para minimizar a possibilidade de formação de depósitos de coque na fornalha dos fornos de vácuo.

A carga aquecida após deixar os fornos da unidade de vácuo é conduzida à zona de flash da torre de vácuo. A pressão nessa região da torre encontra-se na faixa de 100 mmHg o que provoca a vaporização

As torres de vácuo possuem normalmente um grande diâmetro, uma vez que o volume ocupado por uma determinada quantidade de vapor é bem maior em pressões reduzidas que à pressão atmosférica.

Os hidrocarbonetos vaporizados na zona de flash, como na destilação convencional, atravessam bandejas de fracionamento e são coletados em duas retiradas laterais: gasóleo leve (GOL) e gasóleo pesado (GOP).

O gasóleo leve é um produto ligeiramente mais pesado que o óleo diesel e pode, em certas ocasiões, ser a ele misturado, desde que seu ponto final de ebulição não seja muito elevado.

O gasóleo pesado é um produto muito importante devido à sua realização, em conjunto com o gasóleo leve, como carga para unidades de craqueamento catalítico ou pirólise.

Não existe retirada de produto de topo, saindo neste local somente vapor d'água, hidrocarbonetos leves e uma pequena quantidade de ar proveniente de ligeiros vazamentos nos equipamentos. Esses gases são continuamente succionados da torre pelo sistema de produção de vácuo.

Quando os cortes laterais são destinados ao craqueamento catalítico deve-se controlar principalmente o ponto final de ebulição, o resíduo de carbono e o teor de metais do GOP, isto é feito variando-se a vazão de retirada desse o produto da torre.

Entre a zona de flash e a retirada de gasóleo pesado existe um conjunto de telas de aço superpostas, conhecido como “Demister pad”. Esse equipamento tem por finalidade evitar arraste pelo vapor de partículas pesadas do produto de fundo, que iriam contaminar os cortes laterais, aumentando o resíduo de carbono e o teor de metais da carga para craqueamento.

O produto residual da destilação é conhecido como resíduo de vácuo. Ele é constituído de hidrocarbonetos de elevadíssimos pesos moleculares, além de contar com uma razoável concentração de impurezas. Conforme as suas especificações, pode ser vendido como óleo combustível ou asfalto.

Quando se deseja obter asfalto no fundo da coluna de vácuo, além dos gasóleos já citados, deve ser retirado um produto intermediário entre o gasóleo pesado e o asfalto, conhecido como “slop-cut”.

Este produto não pode ser retirado com os gasóleos por ser muito pesado, nem com o asfalto, pois impediria a obtenção de um produto consistente.

Quando se deseja óleo combustível, a retirada de “slop-cut” não é feita, e esta corrente sai incorporada ao produto de fundo, diluindo-o parcialmente.

Tal como na destilação atmosférica também é injetado vapor d'água no fundo da torre visando a retificar-se o resíduo de vácuo, vaporizando as frações mais leves arrastadas.

3.1.5. Craqueamento catalítico

No processo de craqueamento catalítico, a carga, (gasóleo proveniente da destilação a vácuo, e que seria utilizado como óleo combustível) entra em contato com um catalisador a uma temperatura elevada, ocorrendo a ruptura (“cracking”) das cadeias moleculares, dando origem a uma mistura de hidrocarbonetos que são posteriormente fracionados.

Este processo tem como finalidade principal a produção de GLP e/ou gasolina. Paralelamente são também formados produtos mais pesados que a gasolina, além de um resíduo de alto teor de carbono, chamado coque, que se deposita na superfície do catalisador.

Para que a ação catalítica não seja prejudicada, torna-se necessário a remoção do coque formado, o que é feito por combustão, retirando-se o catalisador do vaso onde ocorrem as reações (Reator) e enviando-o a outro vaso (Regenerador), onde se processa a queima. O catalisador regenerado retorna então ao reator, ficando assim estabelecida uma contínua circulação, que se torna possível devido à diferença de pressão entre o regenerador e o reator.

O FCC (“Fluided Catalytic Cracking”) surgiu na década de 1940 e baseia-se na fluidização de sólidos. O catalisador, na forma de um pó muito fino, é levado ao reator pela carga que imediatamente vaporiza em contato com o catalisador quente vindo do regenerador. Nas zonas de reação e regeneração, o catalisador é mantido em suspensão pela passagem de gases através da massa de catalisador. Existem diversos tipos de unidades de craqueamento catalítico fluido, diferindo umas das outras pelo arranjo relativo entre o reator e o regenerador.

Uma unidade de FCC é composta das seguintes seções:

- Seção de reação ou conversão: local onde se passam as reações do processo, sendo composta de equipamentos de reação e regeneração do catalisador;
- Seção de fracionamento: recebe o efluente do reator e o fraciona em vários produtos. Recupera também uma parte dos gasóleos não convertidos, reciclando-os ao conversor;

- Seção de recuperação de gases: recebe as frações leves convertidas e fraciona-as em nafta de craqueamento (gasolina), GLP e gás combustível. Possui também uma torre que possibilita o desmenbramento do GLP em duas correntes: propano e propeno; butanos e butenos;

- Seção de tratamentos: trata a gasolina, GPL e gás combustível de modo a torná-los produtos comercializáveis ou aptos para sofrer em etapas posteriores, transformação em outros produtos. Nela, o teor de enxofre dos produtos acima citados é sensivelmente reduzido.

De todas as seções mencionadas acima, a de maior importância é a seção de reação ou conversão.

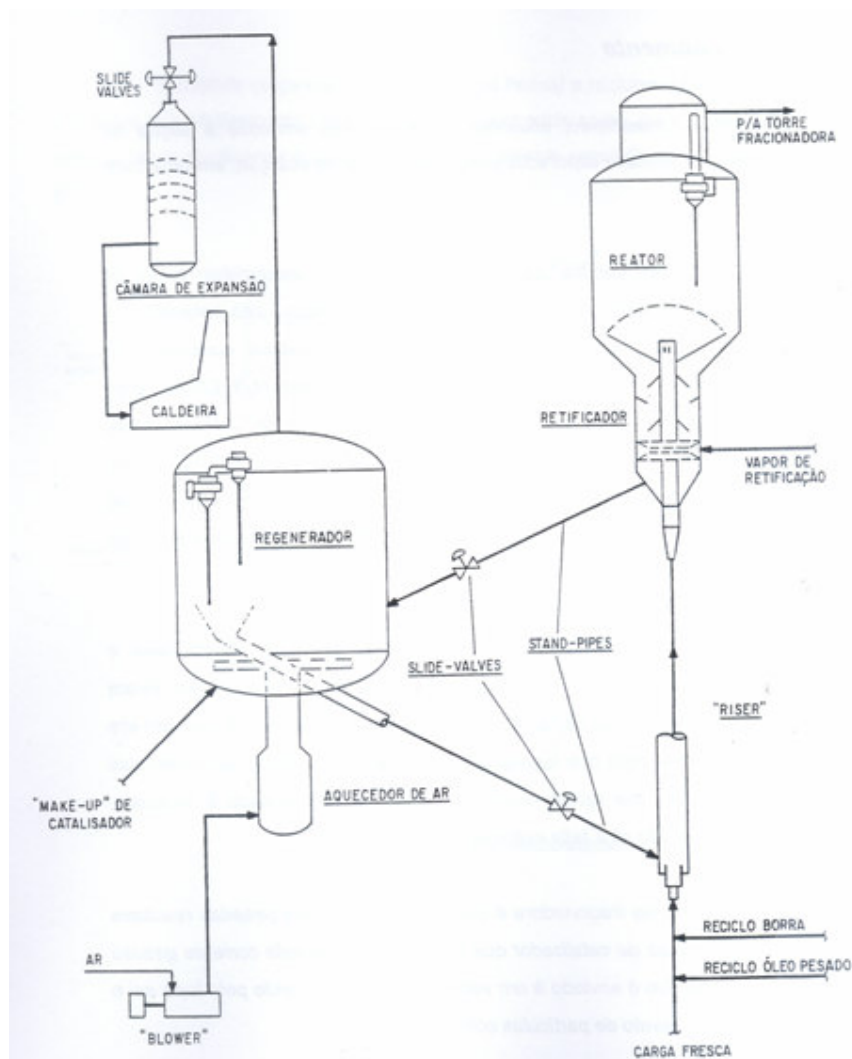


Figura 5 - Esquema de uma seção de conversão.

3.2. Planta de utilidades

De um modo geral, os sistemas de utilidades existentes na refinaria são:

- 1- Sistema de Vapor, Aquecimento de Óleo e Retorno de Condensado;
- 2- Sistema de Geração e Distribuição de Energia Elétrica;
- 3- Sistema de Óleo Combustível;
- 4- Sistema de Gás Combustível;
- 5- Sistema de Ar comprimido (Ar de Instrumentos e Ar de Serviço);
- 6- Sistema de Água de resfriamento (Resfriamento do Processo e Resfriamento de Máquinas);
- 7- Sistema de Captação de Água Bruta;
- 8- Estação de Tratamento de água (ETA);
- 9- Sistema de Água de Combate a Incêndio;

A geração elétrica nas refinarias é do tipo termelétrica e a maioria utilizam sistemas de geração do tipo cogeração. O vapor gerado nas caldeiras alimenta as turbinas a vapor. Algumas refinarias são auto-suficientes em geração de energia elétrica, outras compram parte da energia elétrica necessária para suplementar a sua demanda. Em geral mesmo as refinarias auto-suficientes em energia elétrica utilizam a energia das concessionárias durante as paradas programadas e paradas de emergência para suprir as suas necessidades em condições de contingência.

Segundo dados de consultorias internacionais, entre as quais a SBA (Solomon Brothers Association), o índice de consumo específico médio de energia numa refinaria deve ser no máximo de 3 metros cúbicos equivalentes de petróleo para cada 100 metros cúbicos de petróleo processado. A meta nas refinarias brasileiras é manter um consumo específico de energia mais otimizado da ordem de 2,57 a 2,60 OPCE/100 m³ petróleo. Por definição no índice de energia da relação indicada (máximo = 3%), devem ser considerados todos os combustíveis líquidos (resíduo de vácuo, resíduo de asfalto, etc) e todos os combustíveis gasosos da refinaria (GLP e Gás Combustível de Refinaria), e somadas a energia elétrica comprada e o coque de craqueamento são convertidos em metros cúbicos de óleo combustível de padrão equivalente (OCPE).

Os sistemas de utilidades são projetados para suprir a energia e os fluidos auxiliares necessários ao processo de refino.

3.2.1. Sistema de vapor, aquecimento de óleo e retorno de condensado

O vapor d'água é a utilidade mais usada em refinarias modernas. Ele é utilizado para fornecer potência a bombas e turbinas, aquecer refeedores nas unidades de processo (destilação), aquecer óleo em tanques e em tubulações de óleo aquecido isoladas termicamente (steam tracer), remover hidrocarbonetos do interior de equipamentos (descoqueamento, ou seja, steam decoking) antes da parada de uma unidade, para evitar a formação de mistura inflamáveis (purga) e sua utilização também principal é entrar diretamente no processo como meio de purificar os produtos e facilitar a destilação do petróleo.

Numa refinaria de grande porte existem grandes máquinas movidas a vapor de alta pressão como os sopradores de ar da FCC (craqueamento catalítico) e as turbinas do sistema de geração de energia termelétrica que utilizam o vapor superaquecido para fornecer a potencia necessária, além disso, dezenas de turbinas tipo curtis são amplamente utilizadas para mover bombas centrífugas que operam transferindo os fluidos de processo entre equipamentos e unidades.

Nas refinarias são utilizadas várias caldeiras aquatubulares de grande capacidade que produzem vapor em três níveis de pressão (alta= 88 a 102 kg/cm², média=14 a 16 kg/cm² e baixa=3kg/cm²). O sistema é projetado balanceado para possibilitar a obtenção da otimização energética, o aproveitamento de quase todo o condensado gerado que retorna para o sistema de tratamento de água de alimentação das caldeiras, e o tratamento desse condensado é feito na ETA (estação de tratamento de água). O sistema de drenagem e retorno de condensado é constituído de uma longa malha de tubulações que conduzem o condensado obtido nos purgadores termodinâmicos nas áreas dos tanques no processo até a ETA para ser tratado e utilizado novamente entrando no circuito pelo sistema de água de alimentação de caldeiras.

As caldeiras utilizam bombas de água de alimentação de grande porte e alta pressão para suprir a demanda de vapor no sistema e repor constantemente o nível dos tubulões das caldeiras.

O consumo de vapor no processo é uma variável operacional controlável e é ajustada visando a otimização do balanço termelétrico, otimização de rendimentos, qualidade dos produtos, e a minimização do consumo de água de resfriamento e também redução do volume total de água captada e a ser descartada.

3.2.2. Sistema de geração e distribuição de energia elétrica

O sistema de geração de energia elétrica nas refinarias é do tipo geração termelétrica, sem ou com cogeração, e utiliza o vapor de alta pressão gerado para fornecer potência aos geradores elétricos. Numa grande refinaria existem cerca de três ou quatro geradores elétricos próprios que geram potências entre 30 a 50 MW para suprir as necessidades do processo, sistema de iluminação, controle e também para acionar centenas de motores elétricos existentes na planta que movem as bombas centrífugas de médio e grande porte e turbinas auxiliares e transferem fluidos entre unidades. A energia elétrica é gerada em elevada tensão, normalmente em 13,8 kV.

O sistema de geração de energia elétrica das refinarias é constituído por duas alimentações, uma através da geração própria na tensão de 13,8 kV com a potência necessária ao projeto, e outra através da compra da concessionária, que entra no sistema elétrico da unidade em paralelismo, para suplementar a energia necessária. As linhas de transmissão vindas das concessionárias normalmente são operam com tensões elevadas de 88 kV ou 138 kV.

Essas duas alimentações chegam em nível de 13,8 kV aos painéis da unidade de distribuição de energia elétrica, através da barra de sincronismo e da unidade de geração própria e desse painel saem as alimentações para todas as SE's (subestações) da refinaria. Os transformadores estão instalados nas SE's.

O sistema de geração é feito em corrente alternada em 60 Hz e é constituído em cinco níveis de tensões utilizadas pelas refinarias:

-88 kV: tensão das linhas da concessionária podendo existir também níveis de 138 kV;

- 13,8 kV: é a tensão dos geradores da Casa de Força da refinaria e também a tensão de distribuição para todas as subestações;

- 2,4 kV: é a tensão de alimentação dos motores ou cargas elétricas com potência superior a 125 HP ou 95 kW, respectivamente;

- 480 V (0,48 kV): é a tensão de alimentação dos motores ou cargas elétricas com potência inferior ou igual a 125 HP ou 95 kW, respectivamente;

-120/240 V: é a tensão de iluminação dos circuitos de iluminação, resistências de aquecimento e alguns painéis de controle (utilizados na automação industrial).

3.2.3. Sistema de óleo combustível

O sistema de óleo combustível compreende diferentes tipos de óleos residuais que são utilizados para obter energia térmica em caldeiras, fornos e aquecedores. São projetados e construídos em loopings, ou seja, anéis de tubulações e retiram e recirculam os óleos combustíveis produzidos na destilação atmosférica (óleo combustível residual) e na destilação a vácuo (resíduo de vácuo) ou onde existir uma unidade de desasfaltação é retirado o resíduo asfáltico. Para manter a constante recirculação do óleo combustível no anel de óleo existe um tanque de óleo combustível que mantém um nível mínimo requerido e também são utilizadas bombas de grande porte, instalados na central de utilidades, para pressurizar o sistema, vencer as perdas de carga e manter os parâmetros de projeto requeridos nos queimadores dos fornos e caldeiras.

Além disso, a manutenção da temperatura do óleo é essencial e, para isto, são utilizadas linhas auxiliares de pequeno diâmetro de vapor que são montadas sobre a tubulação de óleo e ficam protegidas sob o isolamento térmico de modo a manter o calor nessas linhas e evitar a redução excessiva da temperatura e criar condições de escoamento para a combustão. Os fabricantes de queimadores normalmente especificam a viscosidade e a pressão de projeto do óleo para garantia de uma boa atomização e adequada operação dos equipamentos.

Os anéis de óleo são também protegidos com isolamento térmico visando obter a redução das perdas térmicas e proteção de pessoas, pois as normas internacionais recomendam instalar proteções térmicas em tubulações e equipamentos aquecidos (acima de 60°C). Existe também um anel de retorno de óleo que conduz o óleo não utilizado em determinado equipamento de volta para o tanque de óleo combustível.

3.2.4. Sistema de gás combustível

O sistema de gás combustível analogamente ao sistema de óleo também retira o combustível na planta de processo. O gás é retirado no processo de destilação quando são separadas as fases líquida e gasosa. Esse gás é conduzido em tubulações para vasos de pressão existentes na planta e é então pressurizado através de compressores de grande porte e é então distribuído para diversos consumidores existentes na refinaria (basicamente em fornos e caldeiras).

Numa refinaria normalmente existem cerca de 5 caldeiras de grande porte e 16 fornos de elevada potência térmica que visam suprir energia e garantir a temperatura adequada no processo. Temperaturas da ordem de 320°C e são requeridas na destilação e no craqueamento são desenvolvidas temperaturas da ordem de 600°C (queimando o coque no interior do reator e também o gás de refinaria no forno de carga da FCC).

3.2.5. Sistema de ar comprimido

O sistema de ar comprimido é constituído de compressores de ar de grande porte do tipo parafusos e também do tipo centrífugo e supre as necessidades dos sistemas de instrumentação e controle (válvulas de controle pneumáticas) e também para as necessidades de ar de serviço, ou seja, para movimentar as máquinas de ferramentas pneumáticas existentes na refinaria.

A capacidade dos compressores de ar comprimido é alta e são projetados e especificados para operarem em regime contínuo mantendo a rede de ar comprimido

isenta de umidade, e para isto, são utilizados secadores de ar do tipo regenerativos que utilizam o processo de adsorção. No interior dos vasos de secagem também existe um leito de sílica gel que é regenerada em ciclos operacionais intermitentes usando o vapor.

Em refinarias de grande porte são instalados cerca de 5 compressores de ar que operam com grandes vazões (até 10.000 m³/h) e pressões entre 7 e 10 kg/cm².

3.2.6. Sistema de água de resfriamento

O sistema de água de resfriamento é constituído também de um circuito fechado, onde circula água de resfriamento para os trocadores de calor existentes no processo de refino e também para refrigeração de máquinas. Normalmente existem cerca de 300 a 400 permutadores de calor numa grande refinaria que trocam calor com as correntes do processo ou com a água de resfriamento.

Existe nesse sistema uma central de bombeamento instalada ao lado das torres de resfriamento onde bombas de água de grande porte captam a água já resfriada que cai no poço da torre de resfriamento e bombeia a água de volta para o processo.

A água quente oriunda do processo atinge a parte superior da torre na faixa de 40⁰C e cai através de chuveiros em contra-corrente com o ar atmosférico que sobe aspirado por um grande ventiladora axial.

Na destilação do petróleo a eficiência dos permutadores das baterias de pré-aquecimento é fundamental, pois leva a uma maior troca térmica entre o petróleo e as correntes que são enviadas para o resfriamento final com água do sistema de resfriamento. Desta forma, a energia removida e a ser dissipada na torre de resfriamento será menor levando a uma menor evaporação na torre de resfriamento e também reduz a reposição e o consumo global de água na planta.

3.2.7. Sistema de captação de água bruta

O sistema de captação de água é instalado próximo ao leito de um rio onde a água bruta é captada para suprir as necessidades de consumo de água industrial, da água de incêndio e de água potável.

O sistema é projetado para vencer os desnível geométrico e as perdas de carga do sistema elevatório.

Normalmente são utilizadas bombas do tipo vertical instaladas em poços de captação e o comprimento das tubulações pode variar muito dependendo da topografia do terreno e das necessidades geográficas. As vazões recalçadas variam conforme projeto.

3.2.8. Estação de tratamento de água (ETA)

A ETA – Estação de Tratamento de Água trata a água bruta que é recebida na refinaria e produz água potável para consumo humano, água industrial para reposição dos sistemas de água de resfriamento e ainda água desmineralizada para alimentação das caldeiras.

Uma refinaria utiliza vários parâmetros de controle para comparação da eficiência produtiva e, para o caso do consumo de água, é o ICA (Indicador do Consumo de Água), que é calculado pela razão entre o m³ de água consumida e o m³ de petróleo processado. O padrão adotado pelas refinarias para este indicador situa-se na faixa de 0,7 a 1,2 m³ de água/m³ processado.

A água bruta recebida é bombeada para a ETA e passa por grandes decantadores, onde recebe uma dose de floculante – neste caso, sulfato de alumínio $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ – que auxilia a formação de flocos, agregando os sólidos em suspensão. O grande tempo de residência nos floculadores permite a sedimentação destes agregados, promovendo uma sensível redução de turbidez. A água passa então por um sistema de filtragem e é classificada como água clarificada.

A água clarificada já é classificada com água industrial e já pode ser utilizada para reposição nas torres dos sistemas de resfriamento.

Para a potabilização, essa água clarificada sofre um novo processo de filtragem fina e passa por um tratamento microbiológico antibacteriano no processo de cloração, que pode ser feito tanto com cloro gás ou hipoclorito de sódio.

O consumo de água no processo de destilação está restrito à dessalgação, onde se utiliza preferencialmente, para maior economia, a água retificada (proveniente da URRA-Unidade de Retificação de Águas Ácidas). A água industrial é usada apenas como reposição no caso de falta de água retificada.

Para as caldeiras, conforme exigências de projeto, a água ainda sofre os processos de desmineralização e desaeração.

A desmineralização é necessária, pois a água deve ter baixíssima quantidade de sólidos em suspensão e baixo teor de sílica, cálcio, sódio e outras impurezas, uma vez que esses elementos levam à incrustação no interior dos tubos, prejudicando a troca térmica e levando a sérios danos. A desmineralização é feita em três etapas: a coluna catiônica, que retira íons positivos de Ca^{++} e Mg^{+} , coluna aniônica, que retira íons negativos, como sílica e Cl^{-} , e o leito misto. Na caldeira também é feito um tratamento com fosfato para evitar a incrustação, formando uma lama não aderente que é removida pela descarga de fundo da caldeira. Por esta razão o processo de desmineralização bem como o tratamento da água na caldeira são muito importantes para a segurança operacional.

Nos desaeradores, os gases oxigênio e CO_2 dissolvidos são retirados, para diminuir a susceptibilidade à corrosão. Para auxiliar este processo adiciona-se hidrazina, um sequestrante de oxigênio, e morfolina, que neutraliza o gás carbônico e evita a queda do pH.

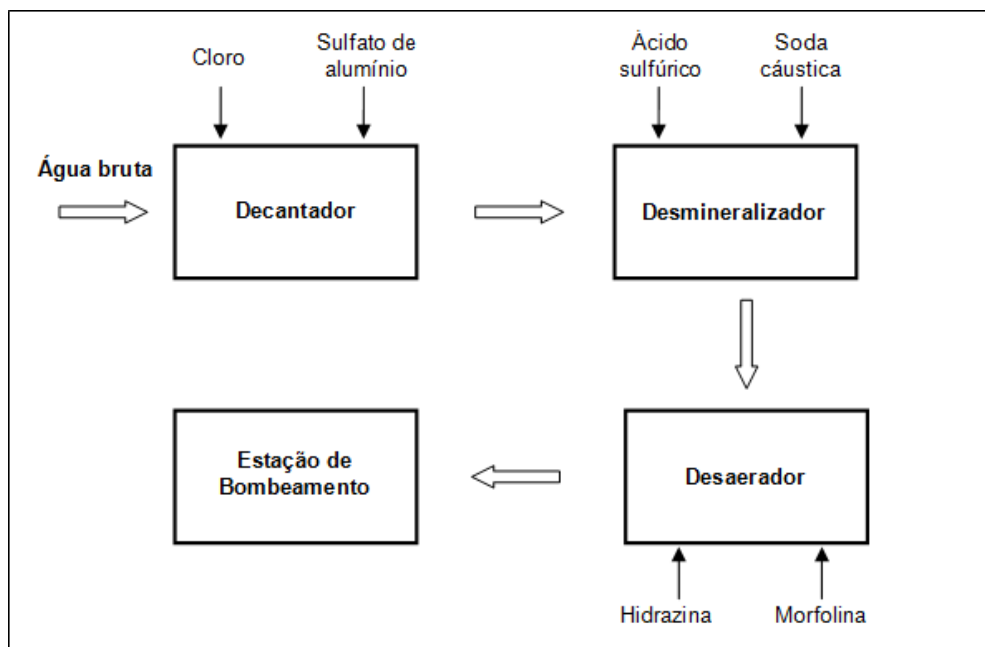


Figura 6 - Processos da ETA.

3.2.9. Sistema de água de combate a incêndio

O sistema de água para combate a incêndio é projetado com a finalidade de prover água num anel pressurizado para ser utilizado em caso de incêndio em tanques e nas unidades de processo. Este sistema é dimensionado de forma a alimentar toda a rede de combate a incêndio, bombeando água bruta a partir dos tanques de armazenamento de água com autonomia mínima de seis horas de combate ao fogo, sem necessidade de reposição.

A capacidade de armazenamento dos tanques contém uma quantidade de água bruta equivalente a 24 horas de consumo para a refinaria e mais a quantidade necessária para seis horas de combate a incêndio. Portanto existem dois tanques de água bruta que recebem todo o volume de água captado e bombeado pelas bombas do sistema de captação.

As vazões do sistema de incêndio são da ordem de 2000 m³/h para grandes refinarias operando a uma pressão de 10 kg/cm² no anel de incêndio.

A água de combate a incêndio é succionada a partir dos dois tanques de armazenamento com capacidade suficiente para manter o tempo de autonomia requerido, da ordem de 25.000 m³ cada.

4. DESCRIÇÃO DETALHADA DA PLANTA DE UTILIDADES

Após uma breve explicação dos sistemas que compõe as utilidades de uma unidade de refino, é importante detalhar aqueles que serão foco das análises e cálculos: sistema de vapor e sistema de energia elétrica.

Salienta-se que deste ponto em diante o sistema americano de convenções será adotado.

A convenção, para calor é:

- Positivo, “entrando” no sistema e negativo, “saindo” do sistema;

E, para trabalho:

- Positivo, “saindo” do sistema e negativo, “entrando” no sistema.

4.1. Sistema de vapor

Para a operação de uma unidade de refino, faz-se necessário a energia térmica e a energia mecânica. A primeira como fonte térmica para acionamento ou resfriamento das correntes dos processos de destilação, craqueamento e desulfurização; e a segunda para acionamento de compressores, bombas, sopradores e agitadores.

A necessidade de vapor na indústria de processo divide-se em:

- Retificação: vapor de baixa pressão (4,5 kg/cm²);
- Ejetores para produção de vácuo: vapor de média pressão;
- Operações de descoqueamento do forno de vácuo (steam air decoking): vapor de média pressão;
- Atomização do óleo combustível: vapor de média;
- Aquecimento de produtos em trocadores e linhas: vapor de baixa ou de média pressão;
- Limpeza de equipamento (steam out): vapor de baixa;
- Vapor de abafamento para fornos de processo.

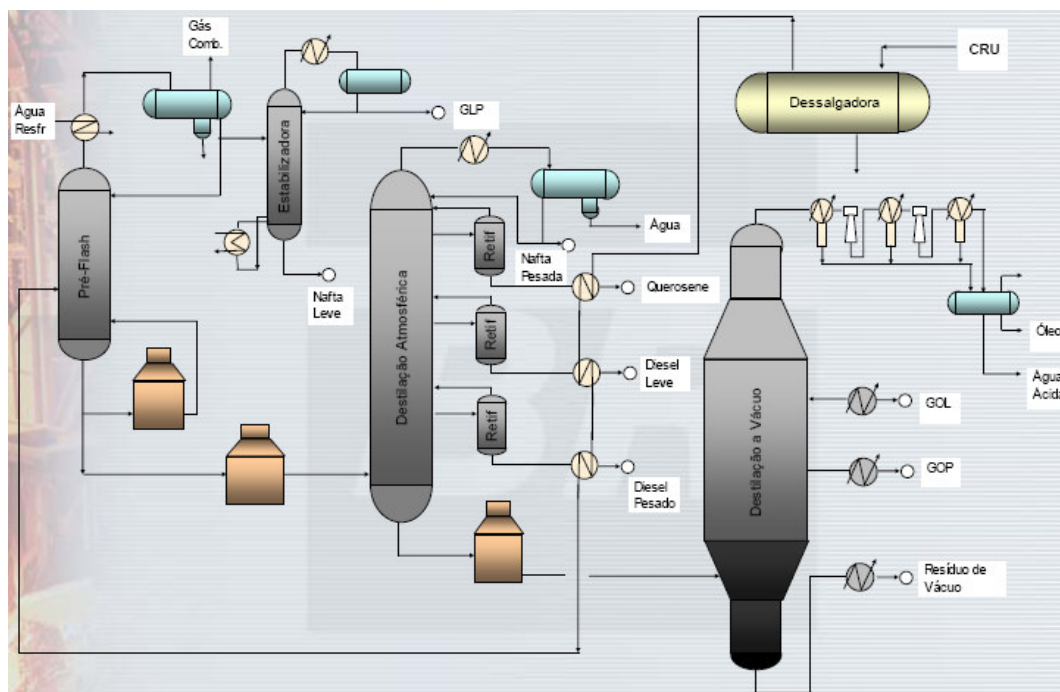


Figura 7 - Fluxograma da UDAV (Unidade de destilação atmosférica e a Vácuo).

O vapor que não retorna para o sistema fechado é classificado como “perdas”, como, por exemplo, aquele utilizado para injeção ou como matéria-prima. Por outro lado, a fração líquida que retorna para o sistema através da rede de retorno recebe o nome de “condensado”.

O processo através do qual a demanda de vapor é suprida em uma refinaria de petróleo ocorre na central termelétrica. No qual existem caldeiras gerando vapor superaquecido a alta pressão que aciona um conjunto de turbinas a vapor, que por sua vez irão mover o eixo de gerador onde será produzida energia elétrica. O ciclo utilizado na maioria dos casos é o de Rankine regenerativo, que envolve o uso de aquecedores de água de alimentação para as caldeiras (economizadores).

Em uma refinaria dotada de central termelétrica própria, todo vapor gerado pelas caldeiras é de alta pressão. Existem, entretanto, outros dois níveis de pressão: o vapor de média pressão e o vapor de baixa pressão, como já citado. O vapor de média pressão é obtido através de extração nos turbo-geradores, que pode ser complementada em condições de consumo elevado, por uma válvula redutora de pressão retirando vapor da linha de alta pressão para fechar o balanço. O vapor de

baixa é obtido normalmente da descarga das turbinas de uso geral que acionam as bombas centrífugas do processo do refino, que podem em condições de consumo elevado ser suplementada por uma válvula redutora de pressão, complementando a necessidade do processo como no caso anterior.

O fluxograma abaixo representa de forma simplificada às formas de atendimento à demanda de vapor.

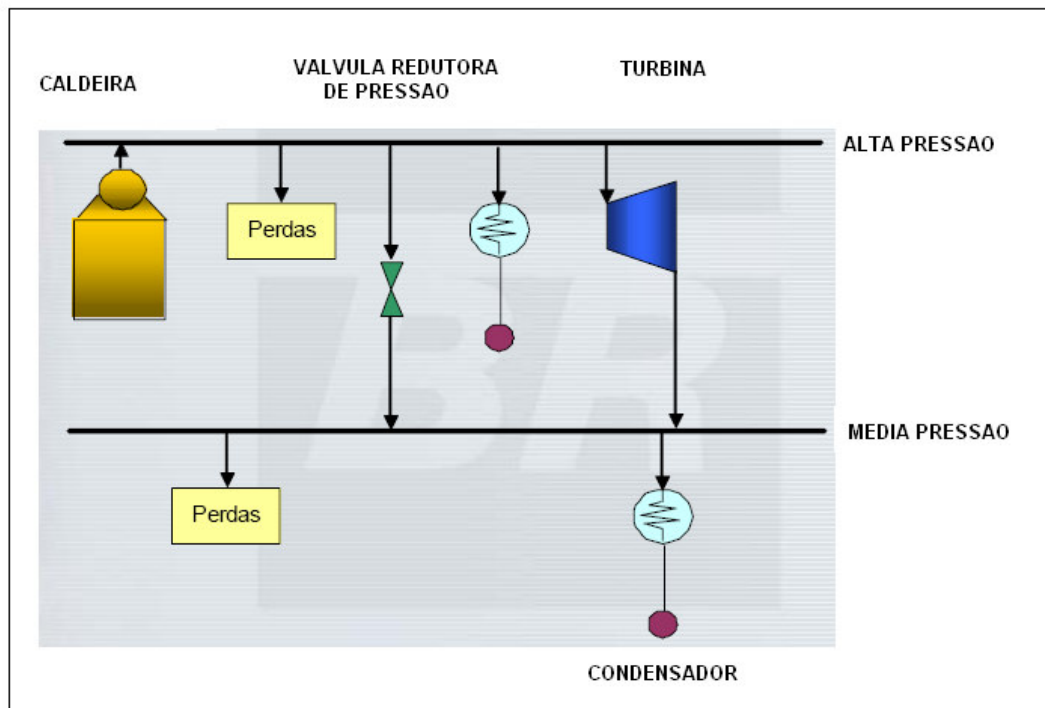


Figura 8 - Atendimento à demanda de vapor

Esses processos de obtenção de vapor de média e baixa pressão ocorrem de forma isoentálpica (através da válvula redutora de pressão) ou isoentrópica (através da descarga de uma turbina ideal), conforme o gráfico abaixo.

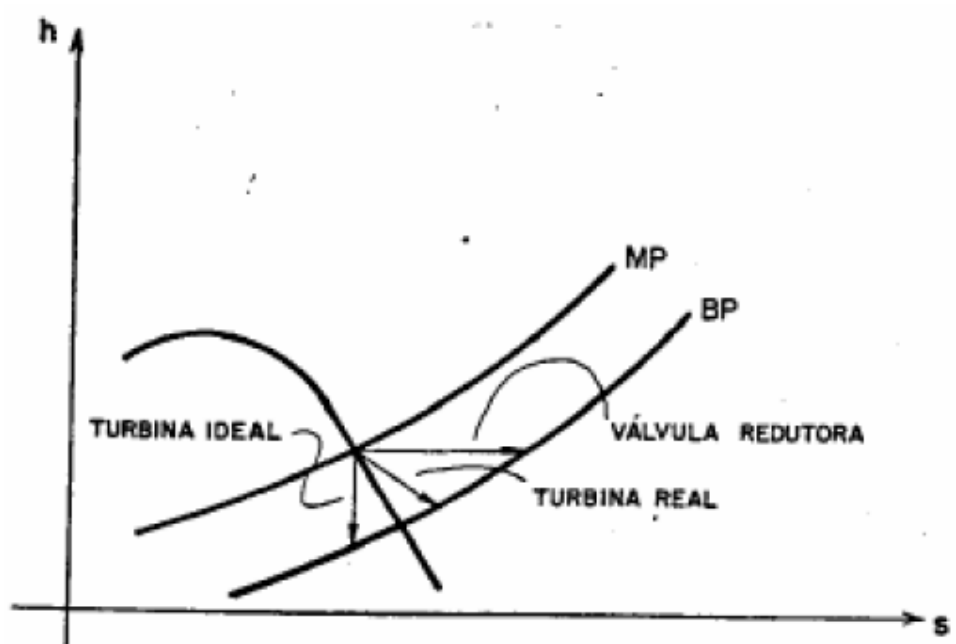


Figura 9 - Turbina e válvula redutora no diagrama h-s.

O vapor de alta pressão é usado basicamente para acionamento dos turbo-geradores da casa de força e das turbinas de uso especial (turbinas do soprador de ar da FCC), que são também consideradas grandes máquinas. Ambas são normalmente máquinas condensantes, sendo que os turbo-geradores possuem uma extração automática, enquanto as turbinas dos sopradores são comumente de fluxo direto.

Nas centrais termelétricas das refinarias existem dois ou três turbinas de contra-pressão e uma turbina de condensação, garantindo a flexibilidade operacional e balanço da geração com os diferentes tipos de demanda de vapor, nas três classes de pressão (alta, média e baixa). A figura abaixo mostra a configuração de uma turbina dependendo do tipo de acionamento.

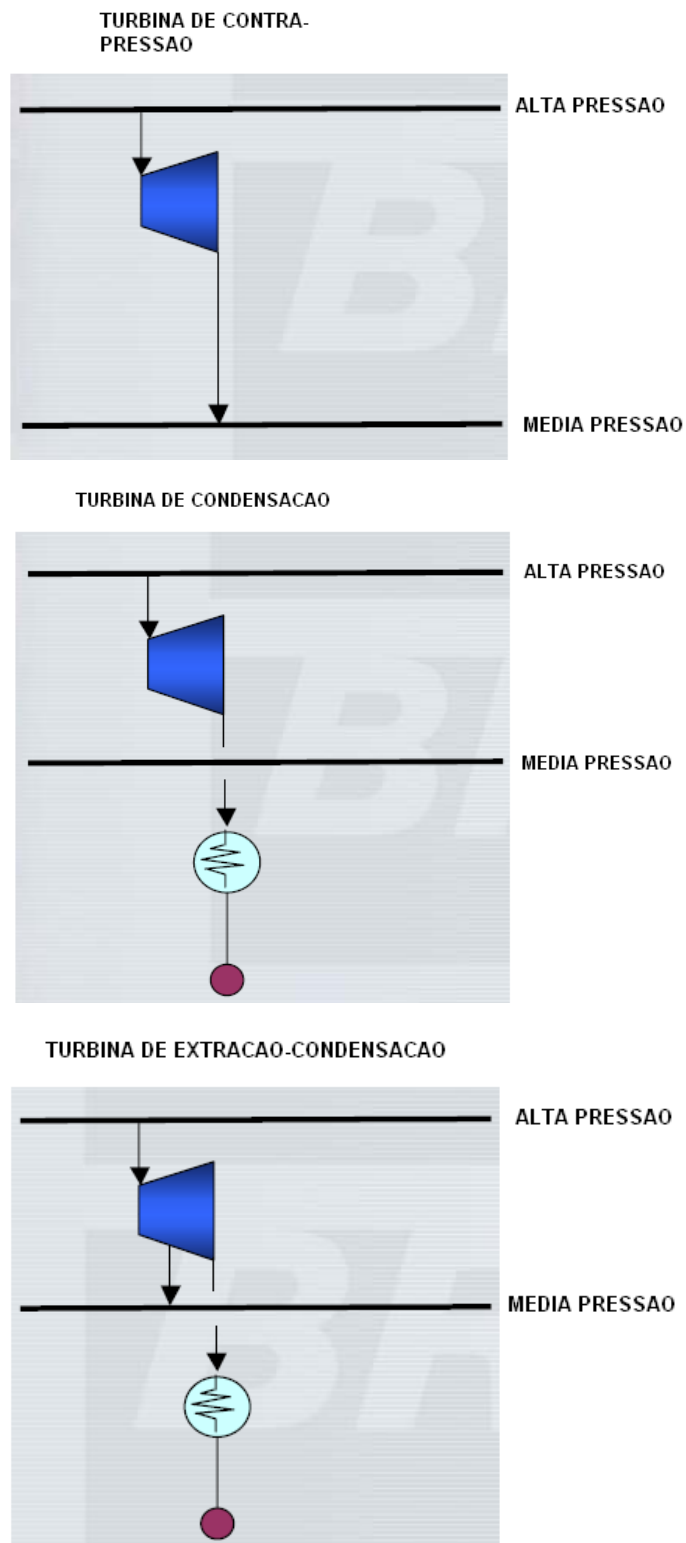


Figura 10 - Tipos de acionamento de turbinas.

A potência desenvolvida por uma determinada vazão de vapor, que escoar através de uma turbina é função da vazão mássica e do salto entálpico, determinado pela equação, considerando processo adiabático ($dQ / dT = 0$) e que $h = u + pv$, temos a simplificação :

$$W = \dot{m}(h_1 - h_2). \quad (21)$$

Onde : W = potência desenvolvida pelo fluxo de vapor, m = vazão mássica de vapor e $(h_1 - h_2)$ o salto entálpico entre a admissão e a descarga de vapor.

Considerando que o salto entálpico entre a admissão e a descarga da turbina é maior que o salto entálpico entre a admissão e a extração, conclui-se que para uma mesma vazão de vapor desenvolvida na turbina, desenvolverá uma maior potência se fizer parte do fluxo exausto (Q_c) em relação ao fluxo extraído (Q_e).

$$W_s = \dot{m}_e(h_1 - h_2) + \dot{m}_c(h_1 - h_3). \quad (22)$$

com $(h_1 - h_3)$ maior que $(h_1 - h_2)$

Onde :

W_s = potência líquida desenvolvida

m_e = vazão de vapor na saída da extração

m_c = vazão de vapor na saída da turbina

A maior parte do vapor de média pressão é consumido pelas turbinas de uso geral, que acionam as bombas centrífugas de processo, embora também uma parte possa ser usada no próprio processo. Finalmente, o vapor de baixa pressão não é utilizado normalmente para acionamento mecânico, mas tão somente para aquecimento de óleo em tanques e em tubulações (steam tracer).

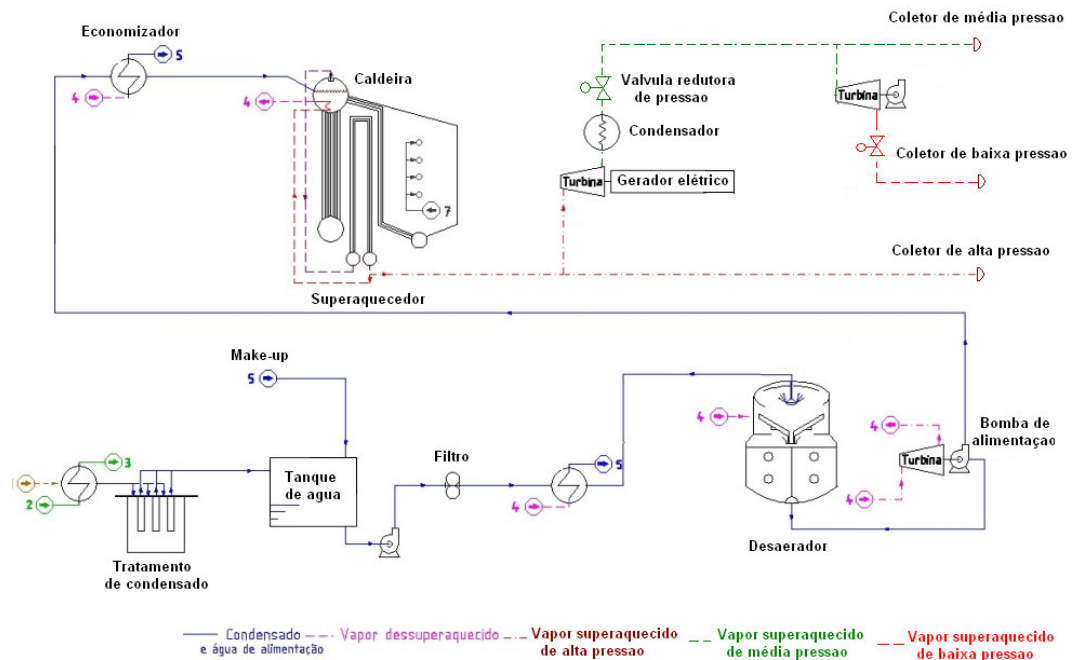


Figura 11 - Fluxograma básico de um sistema de geração de vapor.

Em algumas refinarias a energia elétrica gerada nos geradores da casa de força é suficiente para alimentar todas as cargas elétricas da refinaria, enquanto que em outras refinarias, apenas as cargas elétricas diretamente ligadas ao processo são alimentadas pela geração própria, ficando o restante das cargas necessárias para máquinas operatrizes e iluminação ligadas através de uma subestação à rede da concessionária.

Quando um sistema apresenta um equilíbrio entre a geração e o consumo de vapor e a geração e o consumo de energia elétrica, diz-se que o sistema apresenta um balanço térmico equilibrado. Dessa forma, apresenta-se como sistema integrado que funciona obviamente como um todo, onde qualquer alteração em um equipamento repercute no sistema. Para que o sistema opere com eficiência máxima, devesse haver o equilíbrio entre a demanda de vapor para uso no processo e no aquecimento com as necessidades de geração de energia. Uma necessidade de energia elétrica superior às demandas de vapor para processo e aquecimento obrigaria a condensação de vapor com inevitável perda de energia. Se as necessidades de vapor para aquecimento e

processo forem superiores às necessidades de geração de energia elétrica, as válvulas redutoras de pressão serão mais solicitadas, podendo ocorrer perdas.

Por razões econômicas quase todo condensado obtido no sistema de aquecimento de óleo e no aquecimento do processo retorna à estação de tratamento de água (ETA) para tratamento no sistema de polimento de condensado, retornando ao sistema de água de alimentação das caldeiras. Dessa forma, será necessário apenas um Make-up para reposição de água desmineralizada, que será suprida pela ETA.

4.2. Sistema de energia elétrica

Por razões econômicas e de segurança, as refinarias possuem suas próprias centrais termelétricas. Nela, os turbo-geradores de extração e condensação são capazes de suprir a demanda de vapor e parte da demanda de energia elétrica. Entretanto, antes da primeira crise do petróleo, em 1973, essas centrais eram capazes de gerar toda a energia elétrica consumida.

Esse marco histórico, responsável pelo grande aumento dos custos dos combustíveis derivados do petróleo, tornou a energia gerada em termelétricas muito mais cara em relação à energia gerada em centrais hidrelétricas. Por essa razão, apenas as cargas essenciais do processo eram supridas pela geração própria, evitando possíveis perdas de produção ou situações de riscos que poderiam ser causadas pela falta de suprimento. As cargas não essenciais, como de prédios administrativos, de oficinas e de iluminação passaram a ser supridas por energia elétrica comprada da concessionária local.

Para otimizar o sistema de geração utiliza-se o sistema de cogeração. Entende-se por cogeração a produção simultânea num mesmo ciclo termodinâmico de trabalho e calor. O sistema de cogeração é concebido para uma geração com máxima eficiência.

Em um ciclo combinado de cogeração (Brayton + Rankine), a eficiência é ainda mais elevada. Após a combustão do gás na turbina, os gases de combustão gerados na queima, com elevada temperatura, permitem um alto potencial de recuperação de calor numa caldeira de recuperação, aumentando mais ainda a

eficiência global do ciclo e o vapor gerado na caldeira de recuperação é enviado para o processo.

A iluminação de vias utiliza lâmpadas industriais do tipo mista, vapor de sódio e vapor de mercúrio. As lâmpadas de vapor de sódio, limitadas ao uso de iluminação pública devido ao espectro de luz emitida, são mais eficientes para iluminação de ruas (rendimento = 88 lumens/watt) quando comparadas com as de vapor de mercúrio e mistas (rendimento 22 lumens/watt). Nos escritórios a iluminação predominante é do tipo fluorescente que são de alta eficiência.

Existem várias SE's (Subestações) na área industrial com transformadores a óleo com instalação ao tempo não abrigada. Os painéis elétricos de média tensão alimentam cargas que estão ligadas de acordo com os diagramas unifilares típicos de 13,8 kV e 2,4 kV. Os painéis de baixa tensão alimentam cargas que estão ligadas de acordo com o diagrama unifilar típico de 0,48 kV.

4.3. Planta de utilidades síntese

Com o objetivo de realizar os balanços de massa, energia e custos, foi tomado o fluxograma da planta de utilidades de uma refinaria típica, que segue abaixo.

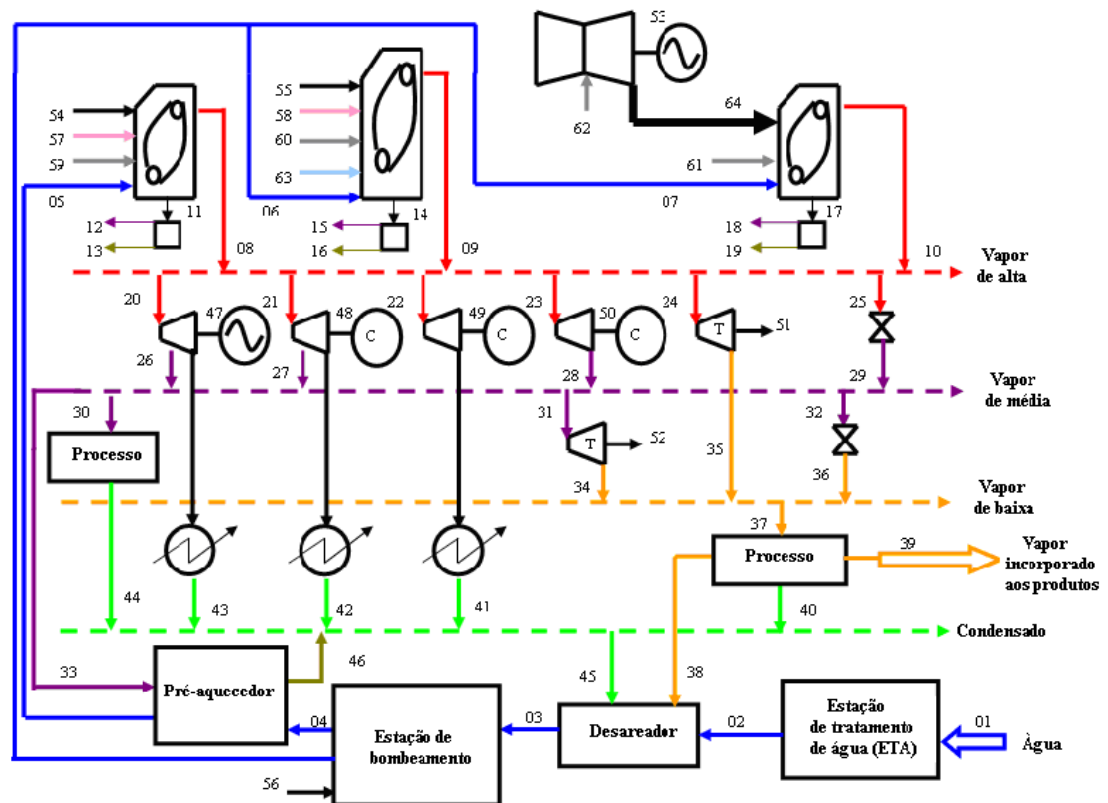


Figura 12 - Planta de utilidades síntese.

Com a seguinte legenda para os fluxos:

- 1 a 7: líquido comprimido;
- 8 a 10, 12, 15, 18, 20-39: vapor;
- 11, 14, 17: purga;
- 13, 16, 19, 46: líquido saturado;
- 40 a 45: condensado;
- 47 a 56: potência elétrica;
- 57 a 58: óleo combustível;
- 59 a 62: gás combustível;
- 63: gás CO;
- 64: gases de escape.

Na planta síntese os equipamentos são agrupados em equipamentos equivalentes, nos quais os fluxos correspondem à soma dos fluxos relativos a cada

equipamento. Por exemplo, as três caldeiras de óleo e gás existentes na planta real são representadas por um único equipamento na planta síntese e as vazões de combustíveis, água de alimentação, vapor e purga correspondem à soma das vazões nas três caldeiras.

De maneira geral, a planta de utilidades é composta por:

- Três caldeiras principais, que queimam óleo combustível e gás combustível (gás de refinaria), sendo duas a plena carga e uma em stand-by (reserva, que fica pressurizada e abafada) ou mesmo operando com carga reduzida: GV6301A/B/C;
- Uma caldeira de CO que queima óleo combustível, gás combustível e gás CO gerado nas FCC's: GV-CO 2201;
- Duas turbinas a gás para complementar a demanda de eletricidade: TG6351A/B;
- Caldeira de recuperação que aproveita os gases exaustos das turbinas a gás para complementar a demanda de vapor de alta pressão: GV 6302/6303;
- Três turbo-geradores de extração-condensação que produzem energia elétrica a partir do vapor de alta pressão proveniente das caldeiras: TG301A/B/C;
- Turbo compressores de extração-condensação: SP-2250;
- Turbo compressores de condensação: SP-2201
- Turbo compressores de contrapressão CS-22501/2201;
- Duas turbinas, uma entre a linha de alta e a de média pressão e outra entre a linha de média e a da baixa pressão, para complementar a demanda de eletricidade;
- Válvulas entre as linhas de alta e média pressão e as linhas de média e baixa pressão;
- Unidade de clarificação de água;
- Unidade de desmineralização;
- Desareador;
- Estação de Bombeamento de água;
- Pré-aquecedor que fornece água para as caldeiras GV 6301 A,B,C;
- Separadores de água de purga das caldeiras principais (GV 6301 A,B,C);
- Separadores de água de purga da caldeira de CO;
- Separadores de água de purga da caldeira de recuperação.

4.4. Parâmetros de operação

Os parâmetros de operação são os estados na entrada e saída das máquinas (pressões, temperaturas, vazões) dos principais fluxos existentes na planta síntese.

Os estados das correntes de água encontram-se na Tab.2.

Salienta-se que os valores de vazão devem ser convertidos de ton/h para kg/s durante a etapa de cálculos.

Tabela 2 - Estado das correntes de água da planta síntese.

Nº	Corrente	Vazão (t/h)	Pressão (kPa)	Temperatura (°C)
01	líq. comp.	282,4	100	25
02	líq. comp.	282,6	100	25
03	líq. comp.	564,8	450	140
04	líq. comp.	120,6	12600	140
05	líq. comp.	120,6	12600	180
06	líq. comp.	284,3	14100	140
07	líq. comp.	160,0	14100	140
08	Vapor	117,0	8720	485
09	Vapor	276,0	8720	485
10	Vapor	158,4	8720	485
11	Purga	3,6	9120	304
12	Vapor	0,9	1370	285
13	líquido sat.	2,7	1370	200
14	Purga	8,3	9120	304
15	Vapor	2,0	1370	285
16	líquido sat.	6,3	1370	200
17	Purga	1,6	9120	304
18	Vapor	0,4	1370	285
19	líquido sat.	6,3	1370	200
20	Vapor	219,0	8720	485

21	Vapor	115,0	8720	485
22	Vapor	40,0	8720	485
23	Vapor	130,0	8720	485
24	Vapor	29,0	8720	485
25	Vapor	20,0	8720	485
26	Vapor	189,0	1370	285
27	Vapor	110,0	1370	285
28	Vapor	130,0	1370	285
29	Vapor	20,0	1370	285
30	Vapor	89,6	1370	285
31	Vapor	353,0	1370	285
32	Vapor	0	1370	285
33	Vapor	9,7	1370	285
34	Vapor	353,0	450	200
35	Vapor	29,0	450	200
36	Vapor	0	450	200
37	Vapor	382,0	450	200
38	Vapor	60,3	450	200
39	Vapor	282,4	450	200
40	condensado	39,3	450	140
41	condensado	40,0	450	140
42	condensado	5,0	450	140
43	condensado	30,0	450	140
44	condensado	89,6	450	140
45	condensado	221,9	450	140
46	líquido sat.	9,7	1370	200

Observa-se que alguns valores de vazão foram obtidos através de balanços de massa e energia nos recuperadores de vapor e no pré-aquecedor de água que alimenta os geradores de vapor.

Nos recuperadores de vapor tem a função de reaproveitar a descarga de fundo das caldeiras, que consiste no vapor misturado com hidroxipatita (lama não

aderente) provenientes da purga. Este fluido é considerado fluido saturado e sofre uma expansão isoentálpica até a pressão do vapor de média, sendo separado em vapor saturado (que será reaproveitado no processo) e líquido saturado (contendo a hidroxiapatita, que será tratado na Estação de Tratamento de Dejetos Industriais – ETDI). Essas vazões de vapor e de líquido são obtidas através dos balanços de massa e de energia:

$$\begin{aligned}
 \dot{m}_{11} &= \dot{m}_{12} + \dot{m}_{13} \\
 \dot{m}_{11}h_{11} &= \dot{m}_{12}h_{12} + \dot{m}_{13}h_{13} \\
 \\
 \dot{m}_{14} &= \dot{m}_{15} + \dot{m}_{16} \\
 \dot{m}_{14}h_{14} &= \dot{m}_{15}h_{15} + \dot{m}_{16}h_{16} \\
 \\
 \dot{m}_{17} &= \dot{m}_{18} + \dot{m}_{19} \\
 \dot{m}_{17}h_{17} &= \dot{m}_{18}h_{18} + \dot{m}_{19}h_{19}
 \end{aligned} \tag{23}$$

No Pré-aquecedor, o fluido quente é proveniente do vapor de média e, admite-se, que o mesmo deixa o pré-aquecedor como vapor saturado na mesma pressão. O balanço de energia é dado por:

$$\dot{m}_4h_4 + \dot{m}_{33}h_{lvm} = \dot{m}_5h_5. \tag{24}$$

As potências de eixo geradas e elétricas consumidas (positivas e negativas respectivamente) apresentam os valores contidos na Tab.3.

Tabela 3 - Potências da planta síntese

Nº	Potência (kW)
47	19200
48	12000
49	10000
50	12000

51	2900
52	9207
53	37600
54	-400
55	-691
56	-3300

E os valores dos fluxos das correntes de combustíveis e gases de escape das turbinas a gás encontram na Tab.4.

Tabela 4 - Correntes de combustível e gases de escape das turbinas a gás.

No.	Corrente	Vazão (t/h)	Temperatura (°C)
57	Óleo combustível	6,2	165
58	Óleo combustível	2,0	165
59	Gás combustível	2,0	30
60	Gás combustível	3,5	30
61	Gás combustível	7,2	30
62	Gás combustível	9,0	30
63	Gás CO	450,0	620
64	Gases de escape	450,0	515

O rendimento energético do ciclo pode, então, ser calculado com base nos parâmetros de operação e é dado pela equação:

$$\eta_e = \frac{\dot{m}_{39}(h_{39} - h_1) + W_{47} + W_{48} + W_{49} + W_{50} + W_{51} + W_{52} + W_{53} - W_{54} - W_{55} - W_{56}}{PCI_{\text{óleoComb}}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + PCI_{\text{GásComb}}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + PCI_{\text{GásCO}}\dot{m}_{63}} \quad (25)$$

Sendo:

- $PCI_{\text{óleoComb}}$ (Poder calorífico inferior do óleo combustível) = 9500kcal/kg;
- $PCI_{\text{GásComb}}$ (Poder calorífico inferior do gás combustível) = 10300kcal/kg;
- $PCI_{\text{GásCO}}$ (Poder calorífico inferior do gás CO) = 350kcal/kg;

Valores calculados no Centro de Pesquisa da Petrobrás (CENPES).

Substituindo os valores, e convertendo kcal para kJ (fator de conversão 4,18), o rendimento calculado do ciclo de cogeração é de 60%.

5. ANÁLISE EXERGÉTICA

Como já explicado, a análise exergética de um sistema leva em consideração a exergia dos efluentes, a exergia dos afluentes, a exergia motriz do processo, as irreversibilidades e as perdas ao ambiente. A correta utilização dos valores encontrados, como termos das equações envolvidas, exige definições precisas.

Para a produção de vapor e energia (objetivos da planta de utilidades), o que se objetiva é maximizar a produção, com a mínima entrega possível de exergia ao sistema, ou seja, com a menor geração de irreversibilidades e menores perdas para o meio ambiente.

A eficiência exergética de uma instalação de produção de óleo e gás deve ser um número com as seguintes características:

- Deve estar entre zero e um (ou zero e 100%), de modo que seja possível comparar seu valor com o de outras instalações;
- Deve crescer com a diminuição da geração de entropia (ou seja, com a diminuição do termo de irreversibilidades) e com a diminuição das perdas ao ambiente, de forma que ao se diminuir essas parcelas a eficiência aumente.

5.1. Determinação dos fluxos de exergia total

Faz-se necessário, primeiramente, calcular os fluxos de exergia e a exergia específica de cada uma das correntes apresentadas na planta síntese. A exergia física específica de uma corrente é dada pela equação:

$$b_i = (h_i - h_o) - T_o(s_i - s_o) \quad (26)$$

Observando que o sistema americano de convenções já havia sido adotado na seção 3.2.10. e que o estado de referência adotado na seção 2.1.2. considerava $T_o=25^\circ$ e $P_o=100\text{kPa}$.

O fluxo de exergia é determinado pela multiplicação da exergia específica pela vazão mássica da corrente em questão:

$$B_i = \dot{m}_i b_i \quad (27)$$

As propriedades termodinâmicas de entalpia e entropia são obtidas diretamente no software EES, em função da corrente (de água, vapor, ar atmosférico etc), da temperatura e da pressão, previamente apresentados na seção 4.4. Os resultados encontram-se na tabela abaixo:

Tabela 5 - Propriedades das principais correntes.

No.	Corrente	Entalpia específica (kJ/kg)	Entropia específica (kJ/kg.K)	Exergia específica (kJ/kg)	Fluxo de exergia (kW)
01	líq. comp.	104,9	0,4	0	0
02	líq. comp.	104,9	0,4	0	0
03	líq. comp.	588,9	1,7	75,5	11845
04	líq. comp.	602,1	1,7	88,6	2968
05	líq. comp.	775,9	2,1	143,3	4801
06	líq. comp.	603,7	1,7	90,2	7123
07	líq. comp.	603,7	1,7	90,2	4009
08	vapor	3352,0	6,6	1382,0	44915
09	vapor	3352,0	6,6	1382,0	105569
10	vapor	3352,0	6,6	1382,0	60808
11	purga	2745,0	5,7	1058,0	1058
12	vapor	3007,0	6,9	954,2	239
13	Líquido sat.	834,0	2,3	155,5	117
14	purga	2745,0	5,7	1058,0	2439
15	vapor	3007,0	6,9	954,2	530
16	Líquido sat.	834,0	2,3	155,5	272
17	purga	2745,0	5,7	1058,0	470
18	vapor	3007,0	6,9	954,2	106
19	Líquido sat.	834,0	2,3	155,5	52

20	vapor	3352,0	6,6	1382,0	84072
21	vapor	3352,0	6,6	1382,0	44147
22	vapor	3352,0	6,6	1382,0	15356
23	vapor	3352,0	6,6	1382,0	49906
24	vapor	3352,0	6,6	1382,0	11133
25	vapor	3352,0	6,6	1382,0	7678
26	vapor	3007,0	6,9	954,2	50096
27	vapor	3007,0	6,9	954,2	29156
28	vapor	3007,0	6,9	954,2	34457
29	vapor	3007,0	6,9	954,2	5301
30	vapor	3007,0	6,9	954,2	23749
31	vapor	3007,0	6,9	954,2	93565
32	vapor	3007,0	6,9	954,2	0
33	vapor	3007,0	6,9	954,2	2571
34	vapor	2858,0	7,1	742,9	72845
35	vapor	2858,0	7,1	742,9	5984
36	vapor	2858,0	7,1	742,9	0
37	vapor	2858,0	7,1	742,9	78830
38	vapor	2858,0	7,1	742,9	12444
39	vapor	2858,0	7,1	742,9	58276
40	condensado	589,3	1,7	75,6	825
41	condensado	589,3	1,7	75,6	840
42	condensado	589,3	1,7	75,6	105
43	condensado	589,3	1,7	75,6	630
44	condensado	589,3	1,7	75,6	1882
45	condensado	589,3	1,7	75,6	4660
46	Líquido sat.	834,0	2,3	155,5	419

A exergia dos combustíveis deve considerar tanto a exergia física quanto a exergia química, conforme equação abaixo:

$$b_{comb} = b_{fis} + b_{quim} \quad (28)$$

Para a parcela da exergia física, a Eq. 26 pode ser reescrita de acordo com as considerações que se faça a respeito do combustível.

Para o gás combustível, as hipóteses de gás ideal e calor específico constante possibilitam que as entalpias e entropias sejam calculadas através dos valores de temperaturas e pressões, como segue:

$$b_{fis} = c_p (T - T_0) - \left[c_p \ln \left(\frac{T}{T_0} \right) - R \ln \left(\frac{P}{P_0} \right) \right] \quad (29)$$

Para o óleo combustível, que pode ser considerado uma substância incompressível de calor específico constante, a Eq. 26 se desmembrada como:

$$b_{fis} = c_p (T - T_0) - T_0 c_p \ln \left(\frac{T}{T_0} \right) \quad (30)$$

Já a exergia física do gás CO e dos gases de escape das turbinas a gás baseiam-se na hipóteses dos mesmos serem compostos por uma mistura de gases idéias. O calculo das entalpias e entropias ficam, então, em função das frações molares de cada componente do gás (H₂, CH₄, CO etc), de acordo com a relação:

$$\begin{aligned} h_{mist} &= \sum_{i=1}^n x_i h_i \\ s_{mist} &= \sum_{i=1}^n x_i \left[s_i - R \ln \left(\frac{x_i P}{P_0} \right) \right] \\ b_{fis} &= \left(\sum_{i=1}^n x_i h_i - \sum_{i=1}^n x_i h_0 \right) - T_0 \left\{ \sum_{i=1}^n x_i \left[s_i - R \ln \left(\frac{x_i P}{P_0} \right) \right] - \sum_{i=1}^n x_i [s_{i0} - R \ln(x_i)] \right\} \end{aligned} \quad (31)$$

Já a exergia química dos combustíveis pode ser estimada através de uma correção do seu Poder Calorífico Inferior. O fator de correção é calculado com fórmulas baseadas na composição do combustível em questão.

O cálculo da exergia química do óleo combustível foi proposto por (Szargut, Morris e Steward) conforme segue na expressão abaixo:

$$b_{quim} = \beta \cdot PCI$$

$$\beta = 1,0401 + 0,1728 \left(\frac{z_{H_2}}{z_C} \right) + 0,0432 \left(\frac{z_{O_2}}{z_C} \right) + 0,2169 \left(\frac{z_S}{z_C} \right) \left(1 - 2,0628 \frac{z_{H_2}}{z_C} \right) \quad (32)$$

Onde z_i é a fração de cada componente em base mássica. Vale ressaltar que a fração de O_2 é desprezível no cálculo.

As exergias químicas do gás CO, do gás combustível e dos gases de escape das turbinas a gás derivam, também, do modelo de mistura de gases ideais, conforme Eq. 33:

$$b_{quim} = \sum_{i=1}^n x_i b_{quim_i} + RT_0 \sum_{i=1}^n x_i \ln(x_i) \quad (33)$$

Onde a exergia química de cada componente, b_{quim_i} , são encontradas na bibliográfica (Szargut).

As composições elementares dos combustíveis e dos gases exaustos são obtidas através de análises espectométricas realizadas pela refinaria. E a composição dos gases de escape das turbinas é obtida através dos valores de vazão de ar, vazão de ar combustível e composição do gás combustível, além da consideração de combustão completa com 100% de excesso de ar.

A composição elementar em base molar (volumétrica) do Óleo combustível utilizada neste trabalho é:

- C - 0,876
- S - 0,015
- H - 0,109

Para obter as frações mássicas de cada componente o procedimento é multiplicar a fração molar pela massa molecular do respectivo componente e dividir o resultado pela massa molar do óleo combustível. Resultando:

- C - 0,938

- S – 0,043

- H – 0,019

O calor específico do óleo combustível é 2,257 kJ/kg.K.

Para o gás combustível, a composição elementar na base molar é:

- H_2 – 0,2
- CH_4 – 0,405
- C_2H_4 – 0,145
- C_2H_6 – 0,162
- C_3H_6 – 0,016
- C_3H_8 – 0,005
- C_4H_8 – 0,004
- C_4H_{10} – 0,005
- CO – 0,019
- CO_2 – 0,005
- N_2 – 0,031

E o calor específico do gás combustível é 1,881 kJ/kg.K.

A composição do gás CO na base molar é:

- H_2 – 0,002
- CH_4 – 0,031
- CO – 0,066
- CO_2 – 0,130
- N_2 – 0,77

E dos gases de escape das turbinas a gás:

- H_2O – 0,0235
- CO_2 – 0,014
- O_2 – 0,182
- N_2 – 0,781

Lançando-se mão das composições dadas, juntamente com os parâmetros de operação apresentados na seção 4.4., os fluxos de exergia e as exergias específicas dos combustíveis e dos gases de escape da turbina a gás podem ser determinados no software EES. Os resultados são apresentados na Tab. 6.

Tabela 6 - Fluxos de exergia das correntes de combustíveis e gases de escape da turbina a gás

No.	Corrente	Exergia química específica (kJ/kg)	Exergia física específica (kJ/kg)	Exergia total específica (kJ/kg)	Fluxo de exergia (kW)
57	Óleo combustível	42481	56,95	42538	73260
58	Óleo combustível	42481	56,95	42538	23632
59	Gás combustível	47456	0,08	47456	26364
60	Gás combustível	47456	0,08	47456	46138
61	Gás combustível	47456	0,08	47456	94912
62	Gás combustível	47456	0,08	47456	118640
63	Gás CO	697	296,90	994	124250
64	Gases de escape	5	217,90	223	27875

Os fluxos relacionados com trabalho mecânico e os fluxos relativos à energia elétrica (enumerados de 47 a 56), apresentam como taxas exergéticas os mesmos valores de suas potências, conforme a equação abaixo:

$$\dot{B}_i = \dot{W}_i \quad (34)$$

5.2. Rendimentos exergéticos

O cálculo do rendimento, de uma maneira geral, é dado pela razão entre os valores úteis produzidos e os valores consumidos no processo ou equipamento. Essa expressão pode gerar diferentes resultados dependendo da escala de valor a ser considerada.

Na escala termodinâmica, se considera que todas as formas de energia apresentam o mesmo valor. Ou seja, 1 kJ de energia elétrica (utilizada para acionar um chuveiro elétrico, por exemplo) tem o mesmo valor que 1 kJ de energia térmica (gerada pelo mesmo).

O rendimento calculado é o rendimento energético, que pode ser o rendimento térmico para máquinas térmicas ou o coeficiente de eficácia para bombas e sistemas de refrigeração. Este estabelece um recurso para quantificar o grau de não-idealidade do processo que ocorre no interior de uma máquina. Para isso, considera-se como padrão de referência um modelo de máquina ideal (isenta de degradação de energia) operando sujeita às mesmas condições de serviço que a máquina real. O rendimento é dado pela razão entre os trabalhos por unidade de massa observados nos dois casos.

Na escala exergética, associa-se à energia a exergia correspondente, gerando o cálculo do rendimento exergético. Este estabelece a razão entre a perda da capacidade de transformação da quantidade de energia utilizada para obtenção do efeito desejado e a perda da capacidade de transformação da quantidade de energia necessária para realizá-lo. Suas vantagens em relação ao rendimento energético já foram discutidas no item 1.3. A eficiência para máquinas térmicas e processos químicos é definida como:

$$(\eta_b) = \frac{\sum B_{util}}{\sum B_{comb}} \quad (35)$$

Onde B_{comb} não refere-se especificamente à exergia de combustíveis, mas sim a toda exergia consumida pelo equipamento ou processo.

No caso de processos essencialmente dissipativos, a expressão para o rendimento exergético fica:

$$(\eta_b) = \frac{\sum(B_{saída})}{\sum(B_{entrada})} \quad (36)$$

Pode-se também obter uma expressão que leve em conta o valor de troca de cada bem presente na equação do rendimento, chegando-se à expressão do rendimento econômico.

Neste trabalho será utilizado o cálculo do rendimento com base exergética, por motivos já discutidos anteriormente.

Outro parâmetro importante da análise exergética é o fator f_i , calculado para cada equipamento ou processo e definido como a razão entre a exergia consumida no equipamento e a exergia total consumida na planta:

$$f_i = \frac{\sum(B_{comb,i})}{\sum(B_{comb})} \quad (37)$$

O fator f_i permite avaliar a importância de cada módulo no consumo de exergia da planta, caracterizando a destruição da exergia nos processos de conversão de energia e identificando os principais responsáveis por essa destruição.

Na Tab.7 estão resumidas as expressões para o cálculo do rendimento exergético e do fator f_i dos principais equipamentos da planta de utilidades.

Vale ressaltar que as expressões para os rendimentos dependem do método de partição de custos adotado. O item 2.2.3 explica essas escolhas.

Tabela 7 - Rendimento exergético e fator f_i dos principais equipamentos da planta de utilidades.

Equipamento	Rendimento exergético	Fator f_i
Compressor	$[\eta_b]_{cp} = \frac{B_{cps} - B_{cpe}}{W_{cp}}$	$f_{cp} = \frac{W_{cp}}{B_{comb}}$
Bomba	$[\eta_b]_b = \frac{B_{bs} - B_{be}}{W_b}$	$f_b = \frac{W_b}{B_{comb}}$
Turbina (pelo método da extração)	$[\eta_b]_t = \frac{W_t}{B_{te} - B_{ts}}$	$f_t = \frac{B_{te} - B_{ts}}{B_{comb}}$
Turbina (pelo método da igualdade)	$[\eta_b]_t = \frac{W_t + B_{ts}}{B_{te}}$	$f_t = \frac{B_{te}}{B_{comb}}$
Caldeira de Recuperação	$[\eta_b]_{cr} = \frac{\Delta B_{vap}}{B_{gascomb} + \Delta B_{gases}}$	$f_{cr} = \frac{B_{gascomb} + \Delta B_{gases}}{B_{comb}}$
Gerador de Vapor (Caldeira de Óleo e Gás)	$[\eta_b]_{gv} = \frac{\Delta B_{vap}}{B_{gascomb} + B_{oleocomb}}$	$f_{gv} = \frac{B_{gascomb} + B_{oleocomb}}{B_{comb}}$
Caldeira de CO	$[\eta_b]_{cco} = \frac{\Delta B_{vap}}{B_{gascomb} + B_{oleocomb} + B_{gasco}}$	$f_{cco} = \frac{B_{gascomb} + B_{oleocomb} + B_{gasco}}{B_{comb}}$

O rendimento exergético da planta, analogamente a Eq.25 é dado por:

$$\eta_{ex} = \frac{\dot{m}_{39}(b_{39} - b_1) + W_{47} + W_{48} + W_{49} + W_{50} + W_{51} + W_{52} + W_{53} - W_{54} - W_{55} - W_{56}}{b_{\text{óleoComb}}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + b_{\text{GásComb}}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + b_{\text{GásCO}}\dot{m}_{63}} \quad (38)$$

Substituindo os valores (encontrados nos itens 4.4 e 5.1), o rendimento exergético da planta de utilidades é de 31%, bem inferior ao rendimento energético de 60% calculado no item 4.4.

6. ANÁLISE TERMoeCONômICA

6.1. Cálculo dos custos e redimentos exergéticos

Após a análise exergética dos fluxos do sistema e sua eficiência exergética, a termoeconomia permite calcular os custos exergéticos dos fluxos internos e dos produtos finais, como explicado nos itens 2.2.2 e 2.2.3. Para isso, a avaliação dos processos ou equipamentos deve ser realizada em termos monetários, incorporando todos os recursos introduzidos dentro dos fluxos internos e dos produtos. Esses custos são determinados por dois ambientes inter-relacionados: o ambiente físico, composto pelos fluxos de massa e energia; e o ambiente econômico, caracterizado por preços de mercado e custos de depreciação e manutenção de equipamentos.

Analisando o processo de formação de custos dos fluxos internos e dos produtos de um sistema, leva-se em conta apenas o ambiente físico, no qual a variável relevante é o custo exergético (quantidade real de exergia necessária para produzi-lo). Analisando também o ambiente econômico, dois fatores são introduzidos: preços de mercado, não necessariamente ligados à exergia dos recursos processados; e o custo do equipamento (aquisição, operação e manutenção).

Os preços de mercado, que são os valores dos custos específicos dos fluxos, utilizadas como dados de entrada, estão apresentados a seguir:

- Custo específico da água bruta = 0 (zero)
- Custo específico do sulfato de alumínio (floculante) = 0,2 US\$/kg
- Custo específico do cloro = 0,74 US\$/kg
- Custo específico do ácido sulfúrico = 0,13 US\$/kg
- Custo específico do soda caustica = 0,52 US\$/kg
- Custo específico da hidrazina = 3,06 US\$/kg
- Custo específico do morfolina = 3,77 US\$/kg

Os custos específicos do gás combustível e do gás CO foram estimados a partir do preço do gás natural, relacionando-o com as exergias de cada combustível, de acordo com a fórmula:

$$c_i = c_{gasnatural} \frac{b_{gas,i}}{b_{gasnatural}} \quad (39)$$

O custo do óleo combustível encontra-se disponível no site da ANP (Agência Nacional de Petróleo).

Tabela 8 - Custos específicos dos combustíveis.

Combustível	b (kJ/kg)	US\$/kJ	US\$/kg	US\$/MMBTU
Gás Combustível	47456	\$0,00000758	\$0,3598	\$8,00
Óleo combustível	41878	\$0,00001172	\$0,4909	\$12,37
Gás CO	994,3	\$0,00000758	\$0,0075	\$8,00

Para obtenção das taxas de custos dos equipamentos, as equações da Seção 2.2.2 foram utilizadas, em conjunto com as seguintes hipóteses:

- C_{Aq} típicos para a turbina a gás e caldeira de recuperação, e para os demais equipamentos calculados pelo método proposto por BOEHM;
- $C_{O\&M}$ típicos para cada equipamento;
- Tempo de vida da instalação (N): 15 anos;
- Taxa de juros (i): 15% AA;
- Tempo de operação anual (T_{op}): 8000 h/ano.

Os valores são apresentados pela Tab. 9:

Tabela 9 – Taxa de custos dos equipamentos.

Equipamento	C_{Aq} (US\$/s)	$C_{O\&M}$ (US\$/s)	C_{total} Planta amortizada (US\$/s)	C_{total} Planta não amortizada (US\$/s)
Caldeira Oleo e gás	0,0035	0,0800	0,0800	0,0835
Caldeira CO	0,0058	0,0500	0,0500	0,0558
Caldeira de Recuperação	0,0750	0,0500	0,0500	0,1250
Turbina a gás	0,1500	0,0500	0,0500	0,2000
Turbina 1	0,0008	0,0040	0,0040	0,0048
Turbina 2	0,0006	0,0040	0,0040	0,0046
Turbina 3	0,0006	0,0040	0,0040	0,0046
Turbina 4	0,0002	0,0040	0,0040	0,0042
Turbina 5	0,0005	0,0040	0,0040	0,0045
Turbina 6	0,0005	0,0040	0,0040	0,0045

Seguem os balanços de custos, cálculo dos rendimentos exergéticos e fatores f_i dos equipamentos. Os cálculos foram feitos de acordo com o método da igualdade, já que em uma refinaria tanto a geração de energia elétrica quanto a de vapor são produtos importantes da planta de utilidades.

- Caldeira de recuperação, que aproveita os gases exaustos da turbina a gás para complementar a demanda de vapor de alta pressão, referentes aos GV 6302/6303:

$$\begin{aligned}
 (\dot{B}_{61} + \dot{B}_{64})c_{gc} + \dot{B}_7 + C_{caldr} &= (\dot{B}_{17} + \dot{B}_{10})c_{va} \\
 (\eta_b)_{CR} &= \frac{\dot{m}_{10}(b_{10} - b_7) + \dot{m}_{17}b_{17}}{\dot{m}_{61}b_{61} + \dot{m}_{64}b_{64}} \\
 f_{CR} &= \frac{\dot{m}_{61}b_{61} + \dot{m}_{64}b_{64}}{b_{\text{óleoComb}}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + b_{\text{GásComb}}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + b_{\text{GásCO}}\dot{m}_{63}}
 \end{aligned} \quad (40)$$

- Gerador de vapor (caldeira principal), que queima óleo combustível e gás combustível, referente aos GV6301A,B,C:

$$\begin{aligned}
\dot{B}_{oc}c_{oc} + \dot{B}_{59}c_{gc} + W_{54}c_{54} + \dot{B}_5c_5 + C_{GV} &= (\dot{B}_8 + \dot{B}_{11})c_8 \\
(\eta_b)_{GV} &= \frac{\dot{m}_8(b_8 - b_5) + \dot{m}_{11}b_{11}}{\dot{m}_{57}b_{57} + \dot{m}_{59}b_{59}} \\
f_{GV} &= \frac{\dot{m}_{57}b_{57} + \dot{m}_{59}b_{59}}{b_{\acute{o}leoComb}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + b_{G\acute{a}sComb}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + b_{G\acute{a}sCO}\dot{m}_{63}}
\end{aligned} \tag{41}$$

- Caldeira de CO, que queima óleo combustível, gás combustível e gás CO, referente ao GV2201:

$$\begin{aligned}
\dot{B}_{58}c_{oc} + \dot{B}_{60}c_{gc} + \dot{B}_{63}c_{cco} + W_{55}c_{55} + \dot{B}_6c_6 + C_{CCO} &= (\dot{B}_9 + \dot{B}_{14})c_9 \\
(\eta_b)_{CCO} &= \frac{\dot{m}_9(b_9 - b_6) + \dot{m}_{14}b_{14}}{\dot{m}_{58}b_{58} + \dot{m}_{60}b_{60} + \dot{m}_{63}b_{63}} \\
f_{CCO} &= \frac{\dot{m}_{58}b_{58} + \dot{m}_{60}b_{60} + \dot{m}_{63}b_{63}}{b_{\acute{o}leoComb}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + b_{G\acute{a}sComb}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + b_{G\acute{a}sCO}\dot{m}_{63}}
\end{aligned} \tag{42}$$

- Turbo-gerador de extração-condensação que produz energia elétrica a partir do vapor de alta pressão proveniente das caldeiras, referente aos TG 301A,B,C (turbina a vapor 1):

$$\begin{aligned}
c_{26} &= c_{43} = c_{47} \\
\dot{B}_{20}c_{20} + C_{TV1} &= (\dot{W}_{47} + \dot{B}_{26} + \dot{B}_{43})c_{26} \\
(\eta_b)_{TV1} &= \frac{W_{47} + \dot{m}_{43}b_{43} + \dot{m}_{26}b_{26}}{\dot{m}_{20}b_{20}} \\
f_{TV1} &= \frac{\dot{m}_{20}b_{20}}{b_{\acute{o}leoComb}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + b_{G\acute{a}sComb}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + b_{G\acute{a}sCO}\dot{m}_{63}}
\end{aligned} \tag{43}$$

- Turbo compressor de extração-condensação SP-2250 (turbina a vapor 2):

$$\begin{aligned}
c_{27} &= c_{42} = c_{48} \\
\dot{B}_{21}c_{21} + C_{TV2} &= (\dot{W}_{48} + \dot{B}_{27} + \dot{B}_{42})c_{27} \\
(\eta_b)_{TV2} &= \frac{\dot{W}_{48} + \dot{m}_{42}b_{42} + \dot{m}_{27}b_{27}}{\dot{m}_{21}b_{21}} \\
f_{TV2} &= \frac{\dot{m}_{21}b_{21}}{b_{\text{o\acute{e}leoComb}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58})} + b_{\text{G\acute{a}sComb}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62})} + b_{\text{G\acute{a}sCO}\dot{m}_{63}}}
\end{aligned} \tag{44}$$

- Turbo compressor de contra-pressão referente aos CS-2201/22501 (turbina a vapor 3):

$$\begin{aligned}
c_{28} &= c_{50} \\
\dot{B}_{23}c_{23} + C_{TV3} &= (\dot{B}_{28} + \dot{W}_{50})c_{28} \\
(\eta_b)_{TV3} &= \frac{\dot{W}_{50} + \dot{m}_{28}b_{28}}{\dot{m}_{23}b_{23}} \\
f_{TV3} &= \frac{\dot{m}_{23}b_{23}}{b_{\text{o\acute{e}leoComb}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58})} + b_{\text{G\acute{a}sComb}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62})} + b_{\text{G\acute{a}sCO}\dot{m}_{63}}}
\end{aligned} \tag{45}$$

- Válvula de redução de pressão de alta para pressão de média:

$$\dot{B}_{25}c_{25} + C_{VALV1} = \dot{B}_{29}c_{29} \tag{46}$$

- Turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa (turbina a vapor 4):

$$\begin{aligned}
c_{35} &= c_{51} \\
\dot{B}_{24}c_{24} + C_{TV4} &= (\dot{B}_{35} + \dot{W}_{51})c_{35} \\
(\eta_b)_{TV4} &= \frac{\dot{W}_{51} + \dot{m}_{35}b_{35}}{\dot{m}_{24}b_{24}} \\
f_{TV4} &= \frac{\dot{m}_{24}b_{24}}{b_{\text{o\acute{e}leoComb}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58})} + b_{\text{G\acute{a}sComb}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62})} + b_{\text{G\acute{a}sCO}\dot{m}_{63}}}
\end{aligned} \tag{47}$$

- Turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa (turbina a vapor 5):

$$\begin{aligned}
 c_{34} &= c_{52} \\
 \dot{B}_{31}c_{31} + C_{TV5} &= (\dot{B}_{34} + \dot{W}_{52})c_{34} \\
 (\eta_b)_{TV5} &= \frac{\dot{W}_{52} + \dot{m}_{34}b_{34}}{\dot{m}_{31}b_{31}} \\
 f_{TV5} &= \frac{\dot{m}_{31}b_{31}}{b_{\text{óleoComb}}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + b_{\text{GásComb}}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + b_{\text{GásCO}}\dot{m}_{63}}
 \end{aligned} \tag{48}$$

- Válvula de redução de pressão de média para pressão de baixa:

$$\dot{B}_{32}c_{32} + C_{VALV2} = \dot{B}_{36}c_{26} \tag{49}$$

- Turbo-compressor de condensação referente ao SP-2201 (turbina a vapor 6):

$$\begin{aligned}
 c_{41} &= c_{49} \\
 \dot{B}_{22}c_{22} + C_{TV6} &= (\dot{B}_{41} + \dot{W}_{49})c_{41} \\
 (\eta_b)_{TV6} &= \frac{\dot{W}_{49} + \dot{m}_{41}b_{41}}{\dot{m}_{22}b_{22}} \\
 f_{TV6} &= \frac{\dot{m}_{22}b_{22}}{b_{\text{óleoComb}}(\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + b_{\text{GásComb}}(\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + b_{\text{GásCO}}\dot{m}_{63}}
 \end{aligned} \tag{50}$$

- Turbina a gás (de cogeração), para complementar a demanda de eletricidade, referente aos TG6351A,B:

$$\begin{aligned}
c_{53} &= c_{64} \\
\dot{B}_{62} c_{gc} + C_{TG} &= (\dot{W}_{53} + \dot{B}_{64}) c_{53} \\
(\eta_b)_{TG} &= \frac{\dot{W}_{53} + \dot{m}_{64} b_{64}}{\dot{m}_{62} b_{62}} \\
f_{TG} &= \frac{\dot{m}_{62} b_{62}}{b_{\text{o\acute{e}leoComb} (\dot{m}_{57} + \dot{m}_{58}) + b_{\text{G\acute{a}sComb} (\dot{m}_{59} + \dot{m}_{60} + \dot{m}_{61} + \dot{m}_{62}) + b_{\text{G\acute{a}sCO} \dot{m}_{63}}}
\end{aligned} \tag{51}$$

- Unidade de clarificação de água:

$$\begin{aligned}
\dot{m}_{acl} &= \dot{m}_1 + \dot{m}_{sa} + \dot{m}_{cl} \\
\dot{m}_{acl} c_{acl} &= (\dot{m}_1 c_1 + \dot{m}_{sa} c_{sa} + \dot{m}_{cl} c_{cl})
\end{aligned} \tag{52}$$

Onde os índices “acl”, “sa” e “cl” referem-se, respectivamente, à água clarificada, ao sulfato de alumínio e ao cloro.

- Unidade de desmineralização:

$$\begin{aligned}
\dot{m}_{ades} &= \dot{m}_{acl} + \dot{m}_{as} + \dot{m}_{sc} \\
\dot{m}_{ades} c_{ades} &= (\dot{m}_{acl} c_{acl} + \dot{m}_{as} c_{as} + \dot{m}_{sc} c_{sc})
\end{aligned} \tag{53}$$

Onde os índices “ades”, “as” e “sc” referem-se, respectivamente, à água desmineralizada, ao ácido sulfúrico e à soda cáustica.

- Desaerador:

$$\begin{aligned}
\dot{m}_3 &= \dot{m}_2 + \dot{m}_{ades} + \dot{m}_{45} + \dot{m}_{38} \\
\dot{m}_3 c_3 &= (\dot{m}_{ades} c_{ades} + \dot{m}_{38} c_{38} + \dot{m}_{45} c_{45} + \dot{m}_{hid} c_{hid} + \dot{m}_{mor} c_{mor})
\end{aligned} \tag{54}$$

Onde os índices “hid” e “mor” referem-se, respectivamente, à hidrazina e à morfolina.

- Estação de Bombeamento de água:

$$\begin{aligned} c_4 &= c_6 \\ \dot{B}_3 c_3 + \dot{W}_{56} c_{56} &= \dot{B}_4 c_4 + \dot{B}_6 c_6 \end{aligned} \quad (55)$$

- Pré-aquecedor que fornece água para as caldeiras GV 6301 A,B,C:

$$\dot{B}_4 c_4 + (\dot{B}_{33} - \dot{B}_{46}) c_{33} = \dot{B}_5 c_5 \quad (56)$$

- Separadores de água de purga das caldeiras principais (GV 6301 A,B,C):

$$\begin{aligned} c_{13} &= c_{12} \\ c_{12} (\dot{m}_{12} b_{12} + \dot{m}_{13} b_{13}) &= c_{11} \dot{m}_{11} b_{11} \end{aligned} \quad (57)$$

- Separadores de água de purga das caldeiras de CO:

$$\begin{aligned} c_{16} &= c_{15} \\ c_{15} (\dot{m}_{15} b_{15} + \dot{m}_{16} b_{16}) &= c_{14} \dot{m}_{14} b_{14} \end{aligned} \quad (58)$$

- Separadores de água de purga da caldeira de recuperação:

$$\begin{aligned} c_{19} &= c_{18} \\ c_{18} (\dot{m}_{18} b_{18} + \dot{m}_{19} b_{19}) &= c_{17} \dot{m}_{17} b_{17} \end{aligned} \quad (59)$$

As tabelas 10, 11 e 12 apresentam os resultados da análise termoeconômica.

Relembrando que os cálculos foram feitos para uma planta já amortizada e através do método da igualdade. Os resultados obtidos através do método da extração e para a planta não amortizada estão apresentados no anexo 5 para fins de comparação. Observar que para a planta não amortizada houve um aumento de aproximadamente 3% dos custos em relação aos valores gerados para a planta amortizada. Observar também a proximidade dos custos médios da energia elétrica e do vapor quando calculados pelo método da igualdade (Tab.12) e a diferença entre esses valores quando calculados através do método da extração (Tab. 15).

Tabela 10 – Rendimento exergético e fator f_i dos componentes da planta de utilidades.

PLANTA AMORTIZADA		
Componente	Método da igualdade	
	Rendimento exergético	Fator f
Caldeira principal	42,91	0,1955
Caldeira de CO	51,65	0,3826
Caldeira de Recuperação	46,97	0,24
Turbina a Gás	54,09	0,2344
Turbina a vapor 1	83,19	0,166
Turbina a vapor 2	93,48	0,08719
Turbina a vapor 3	93,11	0,09857
Turbina a vapor 4	79,82	0,02199
Turbina a vapor 5	87,69	0,1848
Turbina a vapor 6	70,6	0,03033
Est. de bomb.	50,41	0,02992
Pré-aquecedor	94,08	0,01075

Tabela 11 - Custos mássicos dos fluxos.

PLANTA AMORTIZADA	
Fluxos	Custos específicos pelo método da igualdade (US\$/ton)
1	0,00
2	0,05
3	3,26
4	5,27
5	6,87
6	5,36
7	5,36
8	41,84
9	24,97
10	31,75
11	11,85
12	32,12
13	5,13
14	7,07
15	19,17
16	3,06
17	8,99
18	24,38
19	3,90
20	30,49
21	30,49
22	30,49
23	30,49
24	30,49
25	30,49
26	25,37
27	22,62
28	22,70
29	30,49
30	24,14
31	24,14
32	24,14
33	24,14
34	21,47
35	20,87
36	24,14
37	21,43
38	21,43
39	21,43
40	2,12
41	2,39
42	1,79
43	2,01
44	2,12
45	2,12
46	3,86
64	3,86
condensado	2,12
vapor de baixa	21,43
vapor de média	24,14
vapor de alta	30,49

Tabela 12 - Custos médios da água e eletricidade.

PLANTA AMORTIZADA	
Fluxos principais	Custo médio pelo método da igualdade (US\$/MWh)
condensado	101,05
vapor de baixa	103,82
vapor de média	91,08
vapor de alta	79,45
eletricidade gerada	96,16

A tabela 11 apresenta uma ferramenta importante na análise termoeconômica, na medida em que apresenta a estrutura de formação dos custos. Através dela pode-se identificar a partir de qual processo houve aumento significativo no custo de determinado fluxo.

Com exemplo temos as correntes 8, 9 e 10, que tiveram um aumento considerável em relação aos fluxos anteriores graças à passagem pelas caldeiras, como era esperado. Entretanto, o fluxo 8 apresenta valor significativamente mais elevado que das demais correntes de vapor de alta geradas (em torno de 60% maior que o custo do vapor gerado na caldeira de CO), o que pode ser explicado pela maior vazão de óleo combustível (de alto valor comercial) consumida na caldeira principal, ou mesmo por alguma ineficiência na mesma.

6.2. Avaliação exergoeconômica dos componentes

Com posse dos custos exergéticos de todos os fluxos, pode-se avaliar cada componente do sistema separadamente através da utilização de algumas variáveis exergoeconômicas. Essa avaliação visa a determinação de ações que diminuam os custos de operação do sistema.

6.2.1. Irreversibilidade

A irreversibilidade, I_i , quantifica a exergia destruída no processo ou equipamento. A irreversibilidade é calculada pela subtração dos recursos consumidos (combustível) pelos produtos gerados, ambos avaliados em termos de suas exergias. Ou seja, I_i de cada processo é calculada pela subtração entre o denominador e o numerado utilizados no cálculo do seu rendimento, conforme a equação abaixo:

$$\dot{I}_i = \sum \dot{B}_{comb} - \sum \dot{B}_{produtos} \quad (60)$$

O termo I , também é dada pelo Teorema de Gouy-Stodola como:

$$\dot{I} = T_0 s_{gen} \quad (61)$$

Onde s_{gen} está relacionado à geração de entropia.

É interessante também o cálculo da taxa de irreversibilidade, r_i , de cada equipamento, que correspondem à razão entre a irreversibilidade gerada no equipamento e a irreversibilidade total da planta de utilidades.

$$r_i = \frac{\dot{I}_i}{\dot{I}_{total}} \quad (62)$$

A Tabela 13 apresenta resultados das variáveis utilizadas na avaliação exergoeconômica de cada componente da planta.

Tabela 13 – Parâmetros de performance dos componentes da planta.

PLANTA AMORTIZADA			
Componente	Método da igualdade		
	Rendimento exergético (%)	Exergia destruída (kW)	Taxa de irrev. (%)
Caldeira principal	42,91	56489	17,90
Caldeira de CO	51,65	93646	29,67
Caldeira de Recuperação	46,97	64422	20,41
Turbina a Gás	54,09	54470	17,26
Turbina a vapor 1	83,19	14129	4,48
Turbina a vapor 2	93,48	2877	0,91
Turbina a vapor 3	93,11	3438	1,09
Turbina a vapor 4	79,82	2246	0,71
Turbina a vapor 5	87,69	11517	3,65
Turbina a vapor 6	70,60	4513	1,43
Est. de bomb.	50,41	7511	2,38
Pré-aquecedor	94,08	322	0,10
Planta de utilidades	30,97	315580	100,00

7. PROPOSIÇÃO DE MELHORIAS

Dadas as altas taxas de exergia destruída na caldeira de CO, na caldeira de recuperação, da caldeira de óleo e gás e da turbina a gás, esses equipamentos devem ser alvo da análise de melhorias que visem aumentar seus rendimentos.

Abaixo seguem algumas propostas de melhorias para diminuir o grau de destruição da exergias nesses equipamentos, visando a otimização dos processos de conversão de energia. Ressalta-se que uma etapa de avaliação da viabilidade de cada proposta é imprescindível antes de sua implementação.

7.1. Pré-aquecimento de água

Na planta estudada, apenas a caldeira principal recebia água pré-aquecida. Fazer com que os fluxos 6 e 7 (entrada de água na caldeira de CO e na caldeira de recuperação) passem também pelo pré-aquecedor de água causaria um aumento do rendimento das mesmas.

7.2. Aproveitamento do resíduo asfáltico nas caldeiras de óleo

A queima de resíduo asfáltico nas (RASf - óleo ultraviscoso muito pesado, subproduto da Unidade de Desafaltação no refino de baixo valor comercial) acarretaria uma maior economia operacional dos óleos combustíveis mais leves que têm maior valor no mercado dos derivados.

7.3. Turbo-expansor na UFCC

O projeto de um turbo-expansor para aproveitamento da energia dos gases no reator da UFCC (Unidade de Craqueamento Catalítico Fluidizado) já existe em algumas refinarias do Japão (país com as mais modernas refinarias do mundo, de acordo com a SBA – Solomon Brothers Association). Com ele, a energia dos gases provenientes da UFCC é convertida em energia mecânica (turbina) e energia elétrica.

7.4. Redução de perdas de vapor

O sistema de retorno de condensado recupera o líquido saturado condensado na rede de vapor e representa considerável economia na vazão de água de alimentação de caldeiras. Esse fator de recuperação pode ser aumentado para aliviar o sistema de produção de água desmineralizada da Estação de Tratamento de Água (ETA) e reduzindo o custo operacional dessa unidade.

8. CONCLUSÕES

Os valores gerados dos custos de eletricidade e vapor são elevados devido ao valor elevado do gás natural (8 US\$/MWh) usado como referência e a baixa eficiência exergética calculada para a planta (31% aproximadamente).

A discrepância entre os custos em US\$/MWh gerados para o condensado e os fluxos de vapor de baixa, média e alta pressão é devida à diferença entre os valores exergéticos de cada fluxo. O fluxo de menor valor exergético (condensado) apresentou o maior custo exergético unitário, como esperado.

As caldeiras e a turbina a gás apresentaram valores elevados para o fator f , indicando que esses equipamentos consomem juntos quase a totalidade da exergia fornecida pela planta. Suas taxas de irreversibilidade também foram elevadas, apresentando as principais origens da destruição de exergia.

A caldeira de CO apresentou uma alta taxa de irreversibilidade, sendo responsável por quase 30% de toda destruição de exergia do sistema, em comparação a 18% da caldeira principal e 20% da caldeira de recuperação. É interessante fazer a análise da taxa de irreversibilidade em contrapartida à análise do rendimento exergético, já que a caldeira de CO apresenta o melhor rendimento dentre as três. Essa aparente contradição é facilmente explicada quando se analisa o valor da exergia produzida e consumida em cada equipamento. Apesar da razão entre esses dois valores (cálculo do rendimento) ser maior, a grandeza de ambos é o dobro daquela verificada para as demais caldeiras; logo a diferença entre eles (cálculo da irreversibilidade) é maior. Isso também pode ser verificado através do fator f desse equipamento, que indica que o mesmo consome 38% da exergia total cedida pela planta.

As turbinas a vapor apresentaram rendimento exergético acima de 80%, com exceção da turbina de condensação (turbina 6).

Através do método de avaliação exergética foi possível avaliar a performance termodinâmica da planta de utilidades de uma refinaria típica de petróleo, assim como o desempenho de cada um de seus componentes. A introdução de fatores que caracterizam a influência de cada equipamento na planta (fator f e taxa de

irreversibilidade) fornecem o mapeamento dos locais de consumo e destruição da exergia, respectivamente.

A termoeconomia possibilitou a determinação dos custos de todos os fluxos existentes na planta, mas também introduziu uma arbitrariedade na escolha do método de cálculo utilizado (no caso, método da igualdade). Com base nos valores gerados, pode-se analisar a estrutura de formação de custos, identificando os processos que tornam a produção onerosa.

De uma maneira geral, a análise exergética e a termoeconomia mostraram-se ferramentas poderosas na difícil tarefa de otimização dos sistemas térmicos, na medida em que possibilitaram a identificação das ineficiências dos processos de conversão de energia, assim como a quantificação do impacto dessas ineficiências nos custos das utilidades. A utilização da planta síntese, com o estudo detalhado de cada um de seus componentes, facilita a atribuição de responsabilidades dos mesmos nessas ineficiências, tornando mais racional a proposição de melhorias que visem a otimização da planta como um todo.

9. RECOMENDAÇÕES PARA ESTUDOS FUTUROS

9.1. Análise de externalidades

Na análise termoeconômica tradicional, como a realizada nesse trabalho, os custos ambientais não são incluídos diretamente e acabam sendo pagos, de forma indireta, pela sociedade devido à degradação ambiental. Esses custos são conhecidos como externalidades ou custos ambientais, e podem também ser quantificados.

Os custos com danos ambientais são tais como a contibuição para chuva ácida e para o efeito estufa, a degradação da qualidade do ar, etc. Uma adequada compreensão desses custos permite uma avaliação econômica mais realista.

A metodologia para estabelecer os custos ambientais é baseada nas avaliações de emissões correspondentes aos combustíveis.

Através desse estudo, fontes alternativas de energia poderiam competir economicamente com fontes tradicionais na aplicação da termoeconomia, o que não acontece na maioria dos estudos, nos quais essas fontes acabam por serem consideradas menos vantajosas economicamente.

A inserção dessa análise tornaria o estudo mais correto do ponto de vista ambiental.

10. ANEXOS

ANEXO 1 – Rotina EES para planta amortizada pelo método da igualdade

```
{*****}
{METODO DA IGUALDADE}
{*****}
{Cálculo dos fluxos de Exergia}
{*****}
```

{ambiente de referência}

```
Tvo=25 {oC}
Pvo=100{kPa}
hvo=ENTHALPY(water;T=Tvo;P=Pvo)
svo=ENTROPY(water;T=Tvo;P=Pvo)
```

{água na entrada da unidade de clarificação de água}

```
Tab=T1
T1=T2
T2=25 {oC}
Pab=P1
P1=P2
P2=100 {kPa}
h1=ENTHALPY(Water;T=T1;P=P1)
s1=ENTROPY(Water;T=T1;P=P1)
h2=h1
s2=s1
```

{água na entrada da estação de bombeamento}

```
Taa=T3
T3=140 {oC}
Paa=P3
P3=Pvb
haa=h3
h3=ENTHALPY(Water;T=T3;P=P3)
saa=s3
s3=ENTROPY(Water;T=T3;P=P3)
b3=baa
```

{água na entrada do pré-aquecedor}

```
Taa1=T4
T4=140 {oC}
Paa1=P4
P4=12600 {kPa}
haa1=h4
h4=ENTHALPY(Water;T=T4;P=P4)
saa1=s4
s4=ENTROPY(Water;T=T4;P=P4)
b4=baa1
```

{vapor na saída do pré-aquecedor - retorno de condensado}

```
hvm1=h46
h46=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pvm)
svml=s46
s46=ENTROPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pvm)
bvml=b46
b46=(hvm1-hvo)-(Tvo+273)*(svml-svo)
```

{água na saída do pré-aquecedor}

Taa1a=T5
 T5=180 {oC}
 Paa1a=P5
 P5=12600 {kPa}
 haa1a=h5
 h5=ENTHALPY(Water;T=Taa1a;P=Paa1a)
 saa1a=s5
 s5=ENTROPY(Water;T=Taa1a;P=Paa1a)
 b5=baa1a

{água de alimentação da caldeira de CO}

Taa2=T6
 T6=T7
 T7=140 {oC}
 Paa2=P6
 P6=P7
 P7=14100 {kPa}
 haa2=h6
 h6=h7
 h7=ENTHALPY(Water;T=T6;P=P6)
 saa2=s6
 s6=s7
 s7=ENTROPY(Water;T=T6;P=P6)
 b6=baa2
 b7=baa2

{vapor de saída das caldeiras-vapor de alta}

Tv=Tva
 Tva=T8
 T8=T9
 T9=T10
 T10=485 {oC}

Pv=Pva
 Pva=P8
 P8=P9
 P9=P10
 P10=8720 {kPa}

hv=hva
 hva=h8
 h8=h9
 h9=h10
 h10=ENTHALPY(Steam_NBS;T=T8;P=P8)

sv=sva
 sva=s8
 s8=s9
 s9=s10
 s10=ENTROPY(Steam_NBS;T=T8;P=P8)

b8=b9
 b9=b10
 b10=b20
 b20=b21
 b21=b22

b22=b23
 b23=b24
 b24=b25
 b25=bva

{vapor de média}

Tvm=T26
 T26=T27
 T27=T28
 T28=T29
 T29=T30
 T30=T31
 T31=T32
 T32=T33
 T33=285 {oC}

Pvm=P26
 P26=P27
 P27=P28
 P28=P29
 P29=P30
 P30=P31
 P31=P32
 P32=P33
 P33=1370 {kPa}

hvm=h26
 h26=h27
 h27=h28
 h28=h29
 h29=h30
 h30=h31
 h31=h32
 h32=h33
 h33=ENTHALPY(Steam_NBS;T=Tvm;P=Pvm)

svm=s26
 s26=s27
 s27=s28
 s28=s29
 s29=s30
 s30=s31
 s31=s32
 s32=s33
 s33=ENTROPY(Steam_NBS;T=Tvm;P=Pvm)

b26=b27
 b27=b28
 b28=b29
 b29=b30
 b30=b31
 b31=b32
 b32=b33
 b33=bvm

{vapor de baixa}

Tvb=T34

$T_{34}=T_{35}$
 $T_{35}=T_{36}$
 $T_{36}=T_{37}$
 $T_{37}=T_{38}$
 $T_{38}=T_{39}$
 $T_{39}=200 \text{ {oC}}$

$P_{vb}=P_{34}$
 $P_{34}=P_{35}$
 $P_{35}=P_{36}$
 $P_{36}=P_{37}$
 $P_{37}=P_{38}$
 $P_{38}=P_{39}$
 $P_{39}=450 \text{ {kPa}}$

$h_{vb}=h_{34}$
 $h_{34}=h_{35}$
 $h_{35}=h_{36}$
 $h_{36}=h_{37}$
 $h_{37}=h_{38}$
 $h_{38}=h_{39}$
 $h_{39}=\text{ENTHALPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vb}; P=P_{vb})$

$s_{vb}=s_{34}$
 $s_{34}=s_{35}$
 $s_{35}=s_{36}$
 $s_{36}=s_{37}$
 $s_{37}=s_{38}$
 $s_{38}=s_{39}$
 $s_{39}=\text{ENTROPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vb}; P=P_{vb})$

$b_{34}=b_{35}$
 $b_{35}=b_{36}$
 $b_{36}=b_{37}$
 $b_{37}=b_{38}$
 $b_{38}=b_{39}$
 $b_{39}=b_{vb}$

$\{\text{condensado}\}$
 $T_{\text{cond}}=T_{40}$
 $T_{40}=T_{41}$
 $T_{41}=T_{42}$
 $T_{42}=T_{43}$
 $T_{43}=T_{44}$
 $T_{44}=T_{45}$
 $T_{45}=140 \text{ {oC}}$

$\{\text{pressão do condensado igual a pressão do vapor de baixa}\}$
 $P_{\text{cond}}=P_{vb}$
 $P_{40}=P_{vb}$
 $P_{40}=P_{41}$
 $P_{41}=P_{42}$
 $P_{42}=P_{43}$
 $P_{43}=P_{44}$

P44=P45

hcond=h40
 h40=h41
 h41=h42
 h42=h43
 h43=h44
 h44=h45
 h45=ENTHALPY(Steam_NBS;T=Tcond;P=Pcond)

scond=s40
 s40=s41
 s41=s42
 s42=s43
 s43=s44
 s44=s45
 s45=ENTROPY(Steam_NBS;T=Tcond;P=Pcond)

b40=b41
 b41=b42
 b42=b43
 b43=b44
 b44=b45
 b45=bcond

{Temperatura dos combustíveis}

{Gás combustível}

Tgc=T59
 T59=T60
 T60=T61
 T61=T62
 T62=30 {oC}

b59=b60
 b60=b61
 b61=b62
 b62=bgc

{óleo combustível}

Toc=T57
 T57=T58
 T58=165 {oC}

b57=b58
 b58=boc

{Gás CO}

TgasCO=T63
 T63=620 {oC}

PgasCO=P63
 P63=100 {kPa}
 b63=bco

{Temperaturas de referência}

TogasCO=To63

To63=25 {oC}

Togc=To59

To59=To60

To60=To61

To61=To62

To62=25 {o C}

Tooc=To57

To57=To58

To58=25 {oC}

{temperatura dos gases de escape da turbina}

Tg=T64

T64=500 {oC}

Pg=P64

P64=200 {kPa}

Tgo=To64

To64=25 {oC}

Pgo=Po64

Po64=100 {kPa}

hg=ENTHALPY(Air;T=Tg)

hgo=ENTHALPY(Air;T=Tgo)

sg=ENTROPY(Air;T=Tg;P=Pg)

sgo=ENTROPY(Air;T=Tgo;P=Pgo)

b64=bge

s64=sge

{valor do PCI do óleo combustível}

PCloc=9500*4,18 {kJ/kg}

{valor do PCI do gás combustível}

PClgc=10300*4,18/(0,662*DENSITY(Air;T=20;P=100))

{valor do PCI do gás CO (fonte: Acomb)}

PClco=350*4,18 {kJ/kg}

{valores das exergias específicas das principais correntes}

b1=(h1-hvo)-(Tvo+273)*(s1-svo)

bva=(hv-hvo)-(Tvo+273)*(sv-svo)

bvm=(hvm-hvo)-(Tvo+273)*(svm-svo)

bvb=(hvb-hvo)-(Tvo+273)*(svb-svo)

bcond=(hcond-hvo)-(Tvo+273)*(scond-svo)

baa1=(haa1-hvo)-(Tvo+273)*(saa1-svo)

baa2=(haa2-hvo)-(Tvo+273)*(saa2-svo)

baa=(haa-hvo)-(Tvo+273)*(saa-svo)

bg=(hg-hgo)-(Tgo+273)*(sg-sgo)

baa1a=(haa1a-hvo)-(Tvo+273)*(saa1a-svo)

```
{*****}
```

```
{cálculo da exergia do gás combustível}
```

```
{composição do gás combustível}
```

```
fH2gc=0,201
fCH4gc=0,405
fC2H4gc=0,145
fC2H6gc=0,162
fC3H6gc=0,016
fC3H8gc=0,005
fC4H8gc=0,004
fC4H10gc=0,005
fCOgc=0,019
fCO2gc=0,005
fN2gc=0,031
```

```
{massa molar dos componentes do gás combustível}
```

```
MMH2=2
MMCH4=16
MMC2H4=28
MMC2H6=30
MMC3H6=42
MMC3H8=44
MMC4H8=56
MMC4H10=58
MMCO=28
MMCO2=44
MMN2=28
```

```
{massa molar do gás combustível}
```

```
MMgc=fH2gc*MMH2+fCH4gc*MMCH4+fC2H4gc*MMC2H4+fC2H6gc*MMC2H6+fC3H6gc*MMC3H6+fC3H8gc*MMC3H8+fC4H8gc*MMC4H8+fC4H10gc*MMC4H10+fCOgc*MMCO+fCO2gc*MMCO2+fN2gc*MMN2
```

```
{exergia química de alguns componentes em base molar (kJ/kmol) (fonte:Szargut)}
```

```
bchC2H6=1495840
bchC3H8=2154000
bchC4H10=2805800
```

```
{cálculo da exergia de alguns componentes a partir do seu PCI}
```

```
{PCI de alguns componentes (kJ/kg) (fonte: Van Wylen)}
```

```
PCIC2H4=47088
PCIC3H6=45712
PCIC4H8=45248
```

```
{cálculo dos parâmetros "beta" para os componentes acima (fonte:Szargut)}
```

```
betaC2H4=1,0334+0,0183*(4/2)-0,0694*(1/2)
betaC3H6=1,0334+0,0183*(6/3)-0,0694*(1/3)
betaC4H8=1,0334+0,0183*(8/4)-0,0694*(1/4)
```

```
{cálculo da exergia em base molar de alguns componentes (kJ/Kmol) }
```

```
bchC2H4=PCIC2H4*betaC2H4*MMC2H4
bchC3H6=PCIC3H6*betaC3H6*MMC3H6
bchC4H8=PCIC4H8*betaC4H8*MMC4H8
```

```
bchgc=(A+B)/MMgc
```

$A = fH2gc \cdot bchH2 + fCH4gc \cdot bchCH4 + fC2H4gc \cdot bchC2H4 + fC2H6gc \cdot bchC2H6 + fC3H6gc \cdot bchC3H6 + fC3H8gc \cdot bchC3H8 + fC4H8gc \cdot bchC4H8 + fC4H10gc \cdot bchC4H10 + fCOgc \cdot bchCO + fCO2gc \cdot bchCO2 + fN2gc \cdot bchN2$

$B = 8,3145 \cdot (273 + Tgc) \cdot (fH2gc \cdot \ln(fH2gc) + fCH4gc \cdot \ln(fCH4gc) + fC2H4gc \cdot \ln(fC2H4gc) + fC2H6gc \cdot \ln(fC2H6gc) + fC3H6gc \cdot \ln(fC3H6gc) + fC3H8gc \cdot \ln(fC3H8gc) + fC4H8gc \cdot \ln(fC4H8gc) + fC4H10gc \cdot \ln(fC4H10gc) + fCOgc \cdot \ln(fCOgc) + fCO2gc \cdot \ln(fCO2gc) + fN2gc \cdot \ln(fN2gc))$

Cpgc=1,881 {kJ/kg}

bfigc=Cpgc*(Tgc-Togc)-(Togc+273)*Cpgc*LN((Tgc+273)/(Togc+273))

bgc=bchgc+bfigc {kJ/kg}

{*****}
 {cálculo da exergia do óleo combustível}

{composição do óleo combustível (em base volumétrica)}

fC=0,876

fH=0,109

fS=0,015

MMoc=11,21 {massa molecular do óleo combustível}

{composição do óleo combustível (em base mássica)}

fmC=fC*12/MMoc

fmH=fH*2/MMoc

fmS=fS*32/MMoc

{cálculo do parâmetro "beta" para cálculo da exergia do óleo combustível a partir do PCI
 (fonte: Szargut)}

beta=1,0401+0,1728*fmH/fmC+0,2169*fmS/fmC*(1-2,0628*fmH/fmC)

{cálculo da exergia química do combustível}

bchoc=PCloc*beta

Cpoc=2,257 {kJ/kg}

bfigoc=Cpoc*(Toc-Tooc)-(Tooc+273)*Cpoc*LN((Toc+273)/(Tooc+273))

boc=bchoc+bfigoc {kJ/kg}

{*****}
 {cálculo da exergia do gás CO}

{composição do gás CO (base volumétrica)}

fCO2=0,13

fCO=0,066

fH2=0,002

fCH4=0,001

fN2=0,77

fO2=0,017

{cálculo das pressões parciais dos componentes do gás CO}

pCO2=fCO2*PgasCO

pCO=fCO*PgasCO

pH2=fH2*PgasCO

pCH4=fCH4*PgasCO

pN2=fN2*PgasCO

pO2=fO2*PgasCO

{exergia química dos componentes do gás CO (fonte: Szargut)}

bchCO2=19870 {kJ/kmol}

bchCO=275100 {kJ/kmol}

$bchH_2 = 236100 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchCH_4 = 831650 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchN_2 = 690 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchO_2 = 3970 \text{ \{kJ/kmol\}}$

{massa molecular do gás CO}

$MM_{gasCO} = 29,86 \text{ \{kg/kmol\}}$

{exergia química do gás CO}

$bchg_{gasCO} = (fCO_2 * bchCO_2 + fCO * bchCO + fH_2 * bchH_2 + fCH_4 * bchCH_4 + fN_2 * bchN_2 + fO_2 * bchO_2 + 8,3145 * 298 * (fCO_2 * \ln(fCO_2) + fCO * \ln(fCO) + fH_2 * \ln(fH_2) + fCH_4 * \ln(fCH_4) + fN_2 * \ln(fN_2) + fO_2 * \ln(fO_2))) / MM_{gasCO}$

{entalpia dos componentes do gás CO}

$hCO_2 = ENTHALPY(CO_2; T = T_{gasCO})$
 $hCO = ENTHALPY(CO; T = T_{gasCO})$
 $hH_2 = ENTHALPY(H_2; T = T_{gasCO})$
 $hCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T = T_{gasCO})$
 $hN_2 = ENTHALPY(N_2; T = T_{gasCO})$
 $hO_2 = ENTHALPY(O_2; T = T_{gasCO})$

{entalpia do gás CO}

$h_{gasCO} = fCO_2 * hCO_2 + fCO * hCO + fH_2 * hH_2 + fCH_4 * hCH_4 + fN_2 * hN_2 + fO_2 * hO_2$

{entalpia dos componentes do gás CO na temperatura de referência}

$hoCO_2 = ENTHALPY(CO_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoCO = ENTHALPY(CO; T = T_{ogasCO})$
 $hoH_2 = ENTHALPY(H_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T = T_{ogasCO})$
 $hoN_2 = ENTHALPY(N_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoO_2 = ENTHALPY(O_2; T = T_{ogasCO})$

{entalpia do gás CO na temperatura de referência}

$hog_{gasCO} = fCO_2 * hoCO_2 + fCO * hoCO + fH_2 * hoH_2 + fCH_4 * hoCH_4 + fN_2 * hoN_2 + fO_2 * hoO_2$

{entropia dos componentes do gás CO}

$sCO_2 = ENTROPY(CO_2; T = T_{gasCO}; P = pCO_2)$
 $sCO = ENTROPY(CO; T = T_{gasCO}; P = pCO)$
 $sH_2 = ENTROPY(H_2; T = T_{gasCO}; P = pH_2)$
 $sCH_4 = ENTROPY(CH_4; T = T_{gasCO}; P = pCH_4)$
 $sN_2 = ENTROPY(N_2; T = T_{gasCO}; P = pN_2)$
 $sO_2 = ENTROPY(O_2; T = T_{gasCO}; P = pO_2)$

{entropia do gás CO}

$sg_{gasCO} = fCO_2 * sCO_2 + fCO * sCO + fH_2 * sH_2 + fCH_4 * sCH_4 + fN_2 * sN_2 + fO_2 * sO_2$

{entropia dos componentes do gás CO na temperatura de referência}

$soCO_2 = ENTROPY(CO_2; T = T_{ogasCO}; P = pCO_2)$
 $soCO = ENTROPY(CO; T = T_{ogasCO}; P = pCO)$
 $soH_2 = ENTROPY(H_2; T = T_{ogasCO}; P = pH_2)$
 $soCH_4 = ENTROPY(CH_4; T = T_{ogasCO}; P = pCH_4)$
 $soN_2 = ENTROPY(N_2; T = T_{ogasCO}; P = pN_2)$
 $soO_2 = ENTROPY(O_2; T = T_{ogasCO}; P = pO_2)$

{entropia do gás CO nas condições de referência}

$sog_{gasCO} = fCO_2 * soCO_2 + fCO * soCO + fH_2 * soH_2 + fCH_4 * soCH_4 + fN_2 * soN_2 + fO_2 * soO_2$

{exergia física do gás CO}

$$b_{\text{fisgasCO}} = h_{\text{gasCO}} - h_{\text{ogasCO}} - (273 + T_{\text{ogasCO}}) * (s_{\text{gasCO}} - s_{\text{ogasCO}})$$

{exergia do gás CO}

$$b_{\text{CO}} = b_{\text{fisgasCO}} + b_{\text{chgasCO}}$$

{*****}

{Cálculo da exergia dos gases de escape das turbinas a gás}

{vazões mássicas e molares}

$$m_{\text{ar}} = 64,6 \text{ {kg/s}}$$

$$N_{\text{ar}} = m_{\text{ar}} / M_{\text{ar}} \text{ {kmol/s}}$$

$$M_{\text{ar}} = 29 \text{ {kg/kmol}}$$

$$N_{\text{gct}} = m_{\text{gct}} / M_{\text{gct}} \text{ {kmol/s}}$$

$$r = N_{\text{ar}} / N_{\text{gct}} \text{ {relação ar/ combustível em base molar}}$$

{vazão molar dos produtos}

$$N_{\text{CO2}} = f_{\text{CH4gc}} + 2 * f_{\text{C2H4gc}} + 2 * f_{\text{C2H6gc}} + 3 * f_{\text{C3H6gc}} + 3 * f_{\text{C3H8gc}} + 4 * f_{\text{C4H8gc}} + 4 * f_{\text{C4H10gc}} + f_{\text{COgc}} + f_{\text{CO2gc}}$$

$$N_{\text{H2O}} = (2 * f_{\text{H2gc}} + 4 * f_{\text{CH4gc}} + 4 * f_{\text{C2H4gc}} + 6 * f_{\text{C2H6gc}} + 6 * f_{\text{C3H6gc}} + 8 * f_{\text{C3H8gc}} + 8 * f_{\text{C4H8gc}} + 10 * f_{\text{C4H10gc}}) / 2$$

$$N_{\text{O2est}} = (2 * N_{\text{CO2}} + 1 * N_{\text{H2O}}) / 2$$

$$N_{\text{O2g}} = r - N_{\text{O2est}}$$

$$N_{\text{N2}} = r * 3,76$$

$$N_{\text{g}} = N_{\text{CO2}} + N_{\text{H2O}} + N_{\text{O2g}} + N_{\text{N2}} \text{ {kmol/s}} \text{ {vazão molar dos gases de escape}}$$

{frações molares dos componentes dos gases de escape}

$$f_{\text{CO2g}} = N_{\text{CO2}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{H2Og}} = N_{\text{H2O}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{O2g}} = N_{\text{O2g}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{N2g}} = N_{\text{N2}} / N_{\text{g}}$$

{pressões parciais dos componentes dos gases de escape das turbinas}

$$p_{\text{CO2g}} = f_{\text{CO2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{N2g}} = f_{\text{N2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{O2g}} = f_{\text{O2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{H2Og}} = f_{\text{H2Og}} * P_{\text{g}}$$

{Massa molar do gás de escape das turbinas}

$$M_{\text{Mg}} = f_{\text{CO2g}} * 44 + f_{\text{H2Og}} * 18 + f_{\text{O2g}} * 32 + f_{\text{N2g}} * 28$$

{exergia química do vapor d'água. Os valores dos outros componentes já foram apresentados no gás CO Fonte: Szargut}

$$b_{\text{chH2O}} = 9500 \text{ {kJ/kmol}}$$

{exergia química do gás de escape das turbinas}

$$b_{\text{chg}} = (f_{\text{CO2g}} * b_{\text{chCO2}} + f_{\text{H2Og}} * b_{\text{chH2O}} + f_{\text{N2g}} * b_{\text{chN2}} + f_{\text{O2g}} * b_{\text{chO2}} + 8,3145 * 298 * (f_{\text{CO2g}} * \ln(f_{\text{CO2g}}) + f_{\text{N2g}} * \ln(f_{\text{N2g}}) + f_{\text{O2g}} * \ln(f_{\text{O2g}}) + f_{\text{H2Og}} * \ln(f_{\text{H2Og}}))) / M_{\text{Mg}}$$

{exergia física do gás de escape das turbinas}

{entalpia dos componentes do gás de escape das turbinas}

$$h_{\text{CO2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{CO2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{N2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{N2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{O2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{O2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{H2Og}} = \text{ENTHALPY}(\text{H2O}; T = T_{\text{g}})$$

{entalpia do gás de escape das turbinas}

$$hge=fCO2g*hoCO2g+fN2g*hoN2g+fO2g*hoO2g+fH2Og*hoH2Og$$

{entalpia dos componentes do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$hoCO2g=ENTHALPY(CO2;T=Tgo)$$

$$hoN2g=ENTHALPY(N2;T=Tgo)$$

$$hoO2g=ENTHALPY(O2;T=Tgo)$$

$$hoH2Og=ENTHALPY(H2O;T=Tgo)$$

{entalpia do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$hoge=fCO2g*hoCO2g+fN2g*hoN2g+fO2g*hoO2g+fH2Og*hoH2Og$$

{entropia dos componentes do gás de escape das turbinas}

$$sCO2g=ENTROPY(CO2;T=Tg;P=pCO2g)$$

$$sN2g=ENTROPY(N2;T=Tg;P=pN2g)$$

$$sO2g=ENTROPY(O2;T=Tg;P=pO2g)$$

$$sH2Og=ENTROPY(H2O;T=Tg;P=pH2Og)$$

{entropia do gás de escape das turbinas}

$$sge=fCO2g*sCO2g+fN2g*sN2g+fO2g*sO2g+fH2Og*sH2Og$$

{entropia dos componentes do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$soCO2g=ENTROPY(CO2;T=Tgo;P=pCO2g)$$

$$soN2g=ENTROPY(N2;T=Tgo;P=pN2g)$$

$$soO2g=ENTROPY(O2;T=Tgo;P=pO2g)$$

$$soH2Og=ENTROPY(H2O;T=Tgo;P=pH2Og)$$

{entropia do gás de escape das turbinas nas condições de referência}

$$soge=fCO2g*soCO2g+fN2g*soN2g+fO2g*soO2g+fH2Og*soH2Og$$

{exergia física do gás de escape das turbinas}

$$bfisge=hge-hoge-(273+Tgo)*(sge-soge)$$

{exergia do gás de escape das turbinas}

$$bge=bfisge+bchg$$

{*****}
{Balanços de custos e cálculos de rendimento exergético}
{*****}

{rendimento exergético total da planta de utilidades}

$$nextotal=(m1*(b39-b1)+W47+W48+W49+W50+W51+W52+W53-W54-W55-W56)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

$$nextotal2=nexcaldco*fcaldco+ nexcaldr*fcaldr+ nexeb*feb+ nexgv*fgv+ nexpa*fpa+ nextv1*ftv1+ nextv2*ftv2+ nextv3*ftv3+ nextv4*ftv4+ nextv5*ftv5+ nextv6*ftv6+ nexttg*ftg$$

{exergia destruída na planta de utilidades}

$$ltotal=(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)-(m1*(b39-b1)+W47+W48+W49+W50+W51+W52+W53-W54-W55-W56) \{kW\}$$

{*****}
{Para o calculo do custo médio do vapor de alta}

{valores dos custos específicos dos principais insumos}

$$coc=1,08/(CAMBIOdolar*boc)\{US\$/kJ\}$$

$$CAMBIOdolar=2,2$$

$cgc=0,3598/bgc \{US\$/kJ\}$
 $cco=0,0075/bco \{US\$/kJ\}$
 $feeg=1 \{ \text{fração da demanda de energia elétrica da refinaria que é gerada no setor de utilidades} \}$
 $feec=0 \{ \text{fração da demanda de energia elétrica da refinaria que é comprada da rede} \}$
 $cmelrede=50 \{US\$/MW.h\}$
 $celrede=50/(1000*3600) \{US\$/kJ\}$
 $cel=feeg*celger+feec*celrede$
 $cmel=cel*1000*3600 \{US\$/MW.h\}$

$\{ \text{balanço de custos para a turbina a gás} \}$

$mgct=m62$
 $m62=9/3,6 \{kg/s\}$
 $mg=m64$
 $m64=450/3,6 \{kg/s\}$
 $Wet=W53$
 $W53=37600 \{kW\}$
 $Ctg=0,050 \{US\$/s\}$

$cel0=(mgct*bgc*cgc+Ctg)/(Wet+mg*bge)$
 $c64=cel0 \{ \text{critério da igualdade} \}$
 $cmg=1000*c64*bge \{US\$/MW.h\}$

$\{ \text{rendimento exergético da turbina a gás} \}$

$nextg=(Wet+mg*bge)/(mgct*bgc)$

$\{ \text{fator f da turbina a gás} \}$

$ftg=(mgct*bgc)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

$\{ \text{exergia destruída na turbina a gás} \}$

$ltg=(mgct*bgc)-(Wet+mg*bge) \{kW\}$

$\{ \text{taxa de irreversibilidade da turbina a gás} \}$

$rtg=ltg/ltotal$

$\{ \text{fator exergoeconomico da a turbina a gás} \}$

$Etg=Ctg/(cgc*ltg+Ctg)$

$\{ \text{balanço de custos para a caldeira de recuperação} \}$

$mgcc=m61$
 $m61=7,2/3,6 \{kg/s\}$
 $maa0=m7$
 $m7=160/3,6 \{kg/s\}$
 $mva0=m10$
 $m10=158,36/3,6 \{kg/s\}$
 $Ccaldr=0,050 \{US\$/s\}$
 $cva0=(mgcc*bgc*cgc+maa0*baa2*caa2+mg*bge*c64+Ccaldr)/(mp3*bp1+mva0*bva)$
 $\{US\$/kJ\}$
 $cmva0=1000*cva0*bva \{US\$/ton\}$

$\{ \text{rendimento exergético da caldeira de recuperação} \}$

$nexcaldr=(mva0*(bva-baa2)+mp3*bp1)/(mg*bge+mgcc*bgc)$

$\{ \text{fator f da caldeira de recuperação} \}$

$fcaldr=(mg*bge+mgcc*bgc)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

$\{ \text{exergia destruída na caldeira de recuperação} \}$

$lcaldr=(mg*bge+mgcc*bgc)-(mva0*(bva-baa2)+mp3*bp1) \{kW\}$

{taxa de irreversibilidade da caldeira de recuperação }

$$rcaldr = lcaldr / ltotal$$

{fator exergoeconomico da caldeira de recuperação }

$$Ecaldr = Ccaldr / ((cgc + c64) * lcaldr + Ccaldr)$$

{balanço de custos para o GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C}

$$moc1 = m57$$

$$m57 = 6,24 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$mgc1 = m59$$

$$m59 = 2 * 1000 / 3600 \{kg/h\}$$

$$mva1 = m8$$

$$m8 = 117 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$maa1 = m5$$

$$m4 = m5$$

$$m5 = 120,6 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$Cgv = 0,080 \{US\$/s\}$$

$$Wel1 = W54$$

$$W54 = 400$$

$$cva1 = (moc1 * boc * coc + mgc1 * bgc * cgc + Wel1 * cel + maa1 * baa1a * caa1a + Cgv) / (mva1 * bva + mp1 * bp1) \{US\$/kJ\}$$

$$cmva1 = 1000 * cva1 * bva \{US\$/kg\}$$

{rendimento exergético do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C}

$$nexgv = (mva1 * (bva - baa1) + mp1 * bp1) / (moc1 * boc + mgc1 * bgc)$$

{fator f do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$fgv = (moc1 * boc + mgc1 * bgc) / (boc * (m57 + m58) + bgc * (m59 + m60 + m61 + m62) + bco * m63)$$

{exergia destruída do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$lgv = (moc1 * boc + mgc1 * bgc) - (mva1 * (bva - baa1) + mp1 * bp1) \{kW\}$$

{taxa de irreversibilidade do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$rgv = lgv / ltotal$$

{fator exergoeconomico do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$Egv = Cgv / ((cgc + coc) * lgv + Cgv)$$

{balanço de custos para o GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$moc2 = m58$$

$$m58 = 2 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$mco2 = m63$$

$$m63 = 450 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$mgc2 = m60$$

$$m60 = 3,5 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$mva2 = m9$$

$$m9 = 276 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$maa2 = m6$$

$$m6 = 284,3 / 3,6$$

$$Ccaldco = 0,050 \{US\$/s\}$$

$$Wel2 = W55$$

$$W55 = 691$$

$$cva2 = (moc2 * boc * coc + mgc2 * bgc * cgc + mco2 * bco * cco + Wel2 * cel + maa2 * baa2 * caa + Ccaldco) / (mva2 * bva + mp2 * bp1) \{US\$/kJ\}$$

$$cmva2 = 1000 * cva2 * bva \{US\$/ton\}$$

{rendimentos exergético do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$\text{nexcaldco} = (\text{mva2} * (\text{bva} - \text{baa2}) + \text{mp2} * \text{bp1}) / (\text{moc2} * \text{boc} + \text{mgc2} * \text{bgc} + \text{mco2} * \text{bco})$$

{fator f do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$\text{fcaldco} = (\text{moc2} * \text{boc} + \text{mgc2} * \text{bgc} + \text{mco2} * \text{bco}) / (\text{boc} * (\text{m57} + \text{m58}) + \text{bgc} * (\text{m59} + \text{m60} + \text{m61} + \text{m62}) + \text{bco} * \text{m63})$$

{exergia destruída do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$\text{lcaldco} = (\text{moc2} * \text{boc} + \text{mgc2} * \text{bgc} + \text{mco2} * \text{bco}) - (\text{mva2} * (\text{bva} - \text{baa2}) + \text{mp2} * \text{bp1}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$\text{rcaldco} = \text{lcaldco} / \text{ltotal}$$

{fator exergoeconomico do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$\text{Ecaldco} = \text{Ccaldco} / ((\text{cgc} + \text{coc} + \text{cco}) * \text{lcaldco} + \text{Ccaldco})$$

{cálculo do custo mássico médio do vapor de alta}

$$\text{cva} = (\text{mva0} * \text{bva} * \text{cva0} + \text{mva1} * \text{bva} * \text{cva1} + \text{mva2} * \text{bva} * \text{cva2}) / (\text{mva0} * \text{bva} + \text{mva1} * \text{bva} + \text{mva2} * \text{bva})$$

{US\$/kJ}

$$\text{cmva} = 1000 * \text{cva} * \text{bva} \text{ {US$/ton}}$$

{*****}

{Para o calculo do custo médio do vapor de média}

{balanço de custos para o turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C}

$$\text{mva1} = \text{m20}$$

$$\text{m20} = 219/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}}$$

$$\text{mvmt1} = \text{m26}$$

$$\text{m26} = 189/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}}$$

$$\text{mcond1} = \text{m43}$$

$$\text{m43} = 30/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de condensado na saída da turbina}}$$

$$\text{Wet1} = \text{W47}$$

$$\text{W47} = 19200 \text{ {kW}} \text{ {potência elétrica gerada pelo turbo-gerador}}$$

$$\text{Ctv1} = 0,004 \text{ {US$/s}}$$

{custo do vapor de média}

$$\text{cvm1} = (\text{mva1} * \text{cva} * \text{bva} + \text{Ctv1}) / (\text{Wet1} + \text{mvmt1} * \text{bvm} + \text{mcond1} * \text{bcond}) \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{cmvm1} = 1000 * \text{cvm1} * \text{bvm} \text{ {US$/ton}}$$

{custo da eletricidade gerada}

$$\text{cetv1} = \text{cvm1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{cmetev1} = \text{cetv1} * 1000 * 3600 \text{ {US$/MW.h}}$$

{custo do condensado}

$$\text{ccond1} = \text{cvm1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{cmcond1} = 1000 * \text{ccond1} * \text{bcond} \text{ {US$/ton}}$$

{rendimento exergético do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$\text{nextv1} = (\text{W47} + \text{m43} * \text{b43} + \text{m26} * \text{b26}) / (\text{m20} * \text{bva})$$

{fator f do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$\text{ftv1} = (\text{m20} * \text{bva}) / (\text{boc} * (\text{m57} + \text{m58}) + \text{bgc} * (\text{m59} + \text{m60} + \text{m61} + \text{m62}) + \text{bco} * \text{m63})$$

{exergia destruída do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$\text{ltv1} = (\text{m20} * \text{bva}) - (\text{W47} + \text{m43} * \text{b43} + \text{m26} * \text{b26}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$\text{rtv1} = \text{ltv1} / \text{ltotal}$$

{fator exergoeconomico do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$E_{tv1} = C_{tv1} / ((cva) * I_{tv1} + C_{tv1})$$

{balanço de custos para turbo-compressor SP-2250}

$$\begin{aligned} m_{vat2} &= m_{21} \\ m_{21} &= 115/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}} \\ m_{vmt2} &= m_{27} \\ m_{27} &= 110/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}} \\ m_{cond2} &= m_{42} \\ m_{42} &= 5/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de condensado na saída da turbina}} \\ W_{t2} &= W_{48} \\ W_{48} &= 12000 \text{ {kW}} \text{ {trabalho produzido pela turbina}} \\ C_{tv2} &= 0,004 \text{ {US$/s}} \\ \text{{custo do vapor de média}} \\ c_{vm2} &= (m_{vat2} * c_{va} * b_{va} + C_{tv2}) / (W_{t2} + m_{vmt2} * b_{vm} + m_{cond2} * b_{cond}) \text{ {US$/kJ}} \\ c_{mvm2} &= 1000 * c_{vm2} * b_{vm} \text{ {US$/ton}} \\ \text{{custo do condensado}} \\ c_{cond2} &= c_{vm2} \text{ {US$/kJ}} \\ c_{mcond2} &= 1000 * c_{cond2} * b_{cond} \text{ {US$/ton}} \\ \text{{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}} \\ c_{etv2} &= c_{vm2} \text{ {US$/kJ}} \end{aligned}$$

{rendimento exergético do turbo-compressor SP-2250}

$$nextv2 = (W_{48} + m_{42} * b_{42} + m_{27} * b_{27}) / (m_{21} * b_{va})$$

{fator f do turbo-compressor SP-2250}

$$ftv2 = (m_{21} * b_{va}) / (b_{oc} * (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} * (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} * m_{63})$$

{exergia destruída do turbo-compressor SP-2250}

$$I_{tv2} = (m_{21} * b_{va}) - (W_{48} + m_{42} * b_{42} + m_{27} * b_{27}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-compressor SP-2250}

$$rtv2 = I_{tv2} / I_{total}$$

{fator exergoeconomico do turbo-compressor SP-2250}

$$E_{tv2} = C_{tv2} / ((cva) * I_{tv2} + C_{tv2})$$

{balanço de custos para o turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$\begin{aligned} m_{vat3} &= m_{23} \\ m_{23} &= 130/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}} \\ m_{vmt3} &= m_{28} \\ m_{28} &= 130/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}} \\ W_{t3} &= W_{50} \\ W_{50} &= 12000 \text{ {kW}} \text{ {trabalho produzido pela turbina}} \\ C_{tv3} &= 0,004 \text{ {US$/s}} \\ \text{{custo do vapor de média}} \\ c_{vm3} &= (m_{vat3} * c_{va} * b_{va} + C_{tv3}) / (W_{t3} + m_{vmt3} * b_{vm}) \text{ {US$/kJ}} \\ c_{mvm3} &= 1000 * c_{vm3} * b_{vm} \text{ {US$/ton}} \\ \text{{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}} \\ c_{etv3} &= c_{vm3} \text{ {US$/kJ}} \end{aligned}$$

{rendimento exergético do o turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$nextv3 = (W_{50} + m_{28} * b_{28}) / (m_{23} * b_{va})$$

{fator f do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$ftv3 = (m_{23} * b_{va}) / (b_{oc} * (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} * (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} * m_{63})$$

{exergia destruída do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$Itv3=(m23*bva)-(W50+m28*b28) \text{ {kW}}$$

$$\text{{taxa de irreversibilidade do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}}$$

$$rtv3=Itv3/Itotal$$

$$\text{{fator exergoeconomico do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}}$$

$$Etv3=Ctv3/((cva)*Itv3+Ctv3)$$

$$\text{{balanço de custos para a válvula de redução de pressão de alta para pressão de média}}$$

$$mvav=m25$$

$$m29=m25$$

$$m25=20/3,6 \text{ {kg/s}}$$

$$cvm4=(bva*cva)/bvm \text{ {US$/kJ}}$$

$$cmvm4=1000*cvm4*bvm \text{ {US$/ton}}$$

$$\text{{cálculo do custo mássico médio do vapor de média}}$$

$$cvm=(mvmt1*bvm*cvm1+mvmt2*bvm*cvm2+mvmt3*bvm*cvm3+mvav*bvm*cvm4+mvmp1*bvm*cvm1+mvmp2*bvm*cvm2+mvmp3*bvm*cvm3)/(mvmt1*bvm+mvmt2*bvm+mvmt3*bvm+mvav*bvm+mvmp1*bvm+mvmp2*bvm+mvmp3*bvm) \text{ {US$/kJ}}$$

$$cmvm=1000*cvm*bvm \text{ {US$/ton}}$$

$$\text{{*****}}$$

$$\text{{Para o cálculo do custo médio do vapor de baixa}}$$

$$\text{{balanço de custos para turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa}}$$

$$mvat4=m24$$

$$m35=m24$$

$$m24=29/3,6 \text{ {kg/s}}$$

$$Wt4=W51$$

$$W51=2900 \text{ {kW}}$$

$$Ctv4= 0,004 \text{ {US$/s}}$$

$$\text{{custo do vapor de baixa}}$$

$$cvb1=(mvat4*bva*cva+Ctv4)/(Wt4+mvat4*bvb) \text{ {US$/kJ}}$$

$$cmvb1=1000*cvb1*bvb \text{ {US$/ton}}$$

$$\text{{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}}$$

$$cetv4=cvb1 \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{{rendimento exergético da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }}$$

$$nextv4=(W51+m24*b35)/(m24*bva)$$

$$\text{{fator f da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }}$$

$$ftv4=(m24*bva)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

$$\text{{exergia destruída da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }}$$

$$Itv4=(m24*bva)-(W51+m24*b35) \text{ {kW}}$$

$$\text{{taxa de irreversibilidade da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }}$$

$$rtv4=Itv4/Itotal$$

$$\text{{fator exergoeconomico da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }}$$

$$Etv4=Ctv4/((cva)*Itv4+Ctv4)$$

$$\text{{balanço de custos para turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa}}$$

$$mvmt5=m31$$

$$m34=m31$$

```

m31=353/3,6 {kg/s}
Wt5=W52
W52=9207 {kW}
Ctv5= 0,004 {US$/s}
{custo do vapor de baixa}
cvb2=(mvmt5*bvm*cvm+Ctv5)/(Wt5+mvmt5*bvb) {US$/kJ}
cmvb2=1000*cvb2*bvb {US$/ton}
{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
cetv5=cvb2 {US$/kJ}

{rendimento exergético da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
nextv5=(W52+m31*b34)/(m31*b31)

{fator f da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
ftv5=(m31*b31)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)

{exergia destruída da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
ltv5=(m31*b31)-(W52+m31*b34) {kW}

{taxa de irreversibilidade da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
rtv5=ltv5/ltotal

{fator exergoeconomico da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
Etv5=Ctv5/((cvm)*ltv5+Ctv5)

{balanço de custos para válvula de redução de pressão de média para pressão de baixa}
mvmv=m32
m32=m36
m32=0/3,6 {kg/s}
cvb3=(bvm*cvm)/bvb {US$/kJ}
cmvb3=1000*cvb3*bvb {US$/ton}

{cálculo do custo mássico médio do vapor de baixa}
cvb=(mvat4*bvb*cvb1+mvmt5*bvb*cvb2+mvmv*bvb*cvb3)/(mvat4*bvb+mvmt5*bvb+mvmv*bvb) {US$/kJ}
cmvb=1000*cvb*bvb {US$/ton}

{*****}
{Continuação do cálculo do custo da eletricidade gerada na refinaria}

{balanço de custos para o turbo-gerador SP-2201}
mvat6=m22
m22=40/3,6 {kg/s}{vazão de vapor de alta na entrada da turbina}
mcond6=m41
m41=40/3,6{kg/s} {vazão de condensado na saída da turbina}
Wt6=W49
W49=10000{kW} {trabalho produzido pela turbina}
Ctv6= 0,004 {US$/s}
{custo do condensado}
ccond6=(mvat6*bva*cva+Ctv6)/(mcond6*bcond+Wt6){US$/kJ}
cmcond6=1000*ccond6*bcond {US$/ton}
{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
cetv6=ccond6 {US$/kJ}

{rendimento exergético do turbo-gerador SP-2201}

```

$$\text{nextv6} = (W49 + m41 * b41) / (m22 * bva)$$

{fator f do turbo-gerador SP-2201}

$$\text{ftv6} = (m22 * bva) / (boc * (m57 + m58) + bgc * (m59 + m60 + m61 + m62) + bco * m63)$$

{exergia destruída do turbo-gerador SP-2201}

$$\text{ltv6} = (m22 * bva) - (W49 + m41 * b41) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-gerador SP-2201}

$$\text{rtv6} = \text{ltv6} / \text{ltotal}$$

{fator exergoeconomico do turbo-gerador SP-2201}

$$\text{Etv6} = \text{Ctv6} / ((\text{cva}) * \text{ltv6} + \text{Ctv6})$$

{cálculo do custo da eletricidade gerada na refinaria}

$$\text{celger} = (Wet1 * \text{cetv1} + Wt2 * \text{cetv2} + Wt3 * \text{cetv3} + Wt4 * \text{cetv4} + Wt5 * \text{cetv5} + Wt6 * \text{cetv6}) / (Wet1 + Wt2 + Wt3 + Wt4 + Wt5 + Wt6)$$

$$\text{cmelger} = \text{celger} * 1000 * 3600 \text{ {US$/MW.h}}$$

{*****}

{cálculo do custo mássico médio do condensado}

$$\text{ccond} = (mcond6 * bcond * ccond6 + mcond1 * bcond * ccond1 + mcond2 * bcond * ccond2 + mcondp1 * bvm1 * ccondp1 + mcondp2 * bvm1 * ccondp2 + mcondp3 * bvm1 * ccondp3) / (mcond6 * bcond + mcond1 * bcond + mcond2 * bcond + (mcondp1 + mcondp2 + mcondp3) * bvm1) \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{cmcond} = 1000 * \text{ccond} * bcond \text{ {US$/ton}}$$

{*****}

{balanço de custos para a unidade de clarificação de água}

$$\text{mab} = m1$$

$$m1 = 282,4/3,6 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{msa} = 31,91/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{mcl} = 11,63/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{cab} = 0$$

$$\text{csa} = 0,20 \text{ {US$/kg}}$$

$$\text{ccl} = 0,74 \text{ {US$/kg}}$$

$$\text{macl} = \text{mab} + \text{msa} + \text{mcl}$$

$$\text{cacl} = 1000 * (\text{mab} * \text{cab} + \text{msa} * \text{csa} + \text{mcl} * \text{ccl}) / \text{macl} \text{ {US$/ton}}$$

{balanço de custos para unidade de desmineralização}

$$\text{mas} = 61,02/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{msc} = 93,2/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{cas} = 0,13 \text{ {US$/kg}}$$

$$\text{csc} = 0,52 \text{ {US$/kg}}$$

$$\text{mades} = m2$$

$$\text{mades} = \text{macl} + \text{mas} + \text{msc}$$

$$\text{cades} = 1000 * (\text{macl} * \text{cacl} / 1000 + \text{mas} * \text{cas} + \text{msc} * \text{csc}) / \text{mades} \text{ {US$/ton}}$$

{balanço massa e energia no desaerador}

$$\text{maa} = m3$$

$$\text{maa} = 564,8/3,6 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{madesd} = \text{mades}$$

$$\text{hades} = \text{hvo}$$

$$\text{mvbd} = m45$$

$$\text{mvbd} = \text{maa} - \text{madesd} - \text{mcond}$$

$$\text{mcond} = m38$$

$$mcond=(maa*hcond-mvbd*hvb-madesd*hades)/hcond \text{ {kg/s}}$$

{balanço de custos no desaerador}

$$mhid=0,25/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$chid=3,06 \text{ {US$/kg}}$$

$$mmor=1,27/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$cmor=3,77 \text{ {US$/kg}}$$

$$cmaa=(madesd*cades+mcond*cmcond+mvbd*cmvb+mhid*chid*1000+mmor*cmor*1000)/$$

$$maa \text{ {US$/ton}}$$

$$caa=cmaa/(1000*baa)$$

{balanço de custos na estação de bombeamento da água das caldeiras}

$$Wb=W56$$

$$Wb=3300 \text{ {kW}}$$

$$caa1=c4$$

$$caa2=c6$$

$$caa2=c7$$

$$caa1=caa2$$

$$caa2=(maa*baa*caa+Wb*cel)/(maa1*baa1+maa2*baa2)$$

$$cmaa2=caa2*baa2*1000 \text{ {US$/ton}}$$

$$cmaa1=caa1*baa1*1000 \text{ {US$/ton}}$$

{rendimento exergético da estação de bombeamento}

$$nexeb=(m5*b5+m4*b4)/(W56+m3*b3)$$

{fator f da estação de bombeamento}

$$feb=(W56+m3*b3)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

{exergia destruída da estação de bombeamento}

$$leb=(W56+m3*b3)-(m5*b5+m4*b4) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade da estação de bombeamento}

$$reb=leb/ltotal$$

{Balanço de energia no pré-aquecedor de água do Gv equivalente aos GVs 6301 A,B e C}

$$mvmaq=m46$$

$$mvmaq=m33$$

$$mvmaq=maa1*(haa1a-haa1)/(hvm-hvml) \text{ {kg/s}}$$

{Balanço de custos no pré-aquecedor de água do Gv equivalente aos GVs 6301 A,B e C}

$$caa1a=(maa1*baa1*caa1+mvmaq*cvm*(bvm-bvml))/(baa1a*maa1) \text{ {US$/kJ}}$$

$$cmaa1a=1000*caa1a*baa1a \text{ {US$/ton}}$$

$$cm46=1000*cvm*bvml \text{ {US$/ton}}$$

{rendimento exergético do pré-aquecedor de água }

$$nexpa=(m46*b46+m5*b5)/(m4*b4+m33*b33)$$

{fator f da estação do pré-aquecedor de água }

$$fpa=(m4*b4+m33*b33)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

{exergia destruída do pré-aquecedor de água }

$$lpa=(m4*b4+m33*b33)-(m46*b46+m5*b5) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do pré-aquecedor de água }

$$rpa=lpa/ltotal$$

{somatória das taxas de irreversibilidade}

$$rtotal = rtv1 + rtv2 + rtv3 + rtv4 + rtv5 + rtv6 + rgv + rtg + rcaldr + rcaldco + reb + rpa$$

{somatória dos fatores fi}

$$ftotal = ftv1 + ftv2 + ftv3 + ftv4 + ftv5 + ftv6 + fgv + ftg + fcaldr + fcaldco + feb + fpa$$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras a óleo}

$$\begin{aligned} Pp1 &= P11 \\ Pp1 &= Pv + 400 \text{ {kPa}} \\ Tp1 &= T11 \\ Tp1 &= \text{TEMPERATURE}(\text{Steam_NBS}; x=0,0001; P=Pp1) \\ hp1 &= h11 \\ hp1 &= \text{ENTHALPY}(\text{Steam_NBS}; x=0,0001; P=Pp1) \\ sp1 &= s11 \\ sp1 &= \text{ENTROPY}(\text{Steam_NBS}; x=0,0001; P=Pp1) \\ bp1 &= b11 \\ bp1 &= (hp1 - hvo) - (Tvo + 273) * (sp1 - svo) \\ mp1 &= m11 \\ mp1 &= 3,6/3,6 \text{ {kg/s}} \\ mcondp1 &= m13 \\ mvmp1 &= m12 \\ mcondp1 &= mp1 - mvmp1 \text{ {balanço de massa}} \\ mvmp1 &= (mp1 * hp1 - mcondp1 * hvml) / hvm \end{aligned}$$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras de CO}

$$\begin{aligned} mp2 &= m14 \\ mp2 &= 8,3/3,6 \text{ {kg/s}} \\ mcondp2 &= m16 \\ mcondp2 &= mp2 - mvmp2 \text{ {balanço de massa}} \\ mvmp2 &= m15 \\ mvmp2 &= (mp2 * hp1 - mcondp2 * hvml) / hvm \end{aligned}$$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras de recuperação}

$$\begin{aligned} mp3 &= m17 \\ mp3 &= 1,64/3,6 \text{ {kg/s}} \\ mcondp3 &= m19 \\ mcondp3 &= mp3 - mvmp3 \text{ {balanço de massa}} \\ mvmp3 &= m18 \\ mvmp3 &= (mp3 * hp1 - mcondp3 * hvml) / hvm \end{aligned}$$

{balanço de custos dos separadores da água de purga das caldeiras}

$$\begin{aligned} cmp1 &= 1000 * bp1 * cva1 \\ ccondp1 &= cvmp1 \\ cvmp1 &= mp1 * bp1 * cva1 / (mvmp1 * bvm + mcondp1 * bvml) \text{ {US$/kJ}} \\ cmvmp1 &= 1000 * bvm * cvmp1 \text{ {US$/ton}} \\ cmcondp1 &= 1000 * bvml * ccondp1 \text{ {US$/ton}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} cmp2 &= 1000 * bp1 * cva2 \\ ccondp2 &= cvmp2 \\ cvmp2 &= mp2 * bp1 * cva2 / (mvmp2 * bvm + mcondp2 * bvml) \\ cmvmp2 &= 1000 * bvm * cvmp2 \text{ {US$/ton}} \\ cmcondp2 &= 1000 * bvml * ccondp2 \text{ {US$/ton}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} cmp3 &= 1000 * bp1 * cva0 \\ ccondp3 &= cvmp3 \end{aligned}$$

```
cvmp3=mp3*bp1*cva0/(mvmp3*bvm+mcondp3*bvml)  
cmvmp3=1000*bvm*cvmp3 {US$/ton}  
cmcondp3=1000*bvml*ccondp3 {US$/ton}
```

```
cm38=1000*b38*cvb  
cm39=1000*b39*cvb  
cm40=1000*b40*ccond  
cm44=1000*b44*ccond
```

ANEXO 2 - Rotina EES para a planta amortizada pelo método da extração

```

{*****}
{METODO DA EXTRAÇÃO}
{*****}
{Cálculo dos fluxos de Exergia}
{*****}

{ambiente de referência}
Tvo=25 {oC}
Pvo=100{kPa}
hvo=ENTHALPY(water;T=Tvo;P=Pvo)
svo=ENTROPY(water;T=Tvo;P=Pvo)

{água na entrada da unidade de clarificação de água}
Tab=T1
T1=T2
T2=25 {oC}
Pab=P1
P1=P2
P2=100 {kPa}
h1=ENTHALPY(Water;T=T1;P=P1)
s1=ENTROPY(Water;T=T1;P=P1)
h2=h1
s2=s1

{água na entrada da estação de bombeamento}
Taa=T3
T3=140 {oC}
Paa=P3
P3=Pvb
haa=h3
h3=ENTHALPY(Water;T=T3;P=P3)
saa=s3
s3=ENTROPY(Water;T=T3;P=P3)
b3=baa

{água na entrada do pré-aquecedor}
Taa1=T4
T4=140 {oC}
Paa1=P4
P4=12600 {kPa}
haa1=h4
h4=ENTHALPY(Water;T=T4;P=P4)
saa1=s4
s4=ENTROPY(Water;T=T4;P=P4)
b4=baa1

{vapor na saída do pré-aquecedor - retorno de condensado}
hvml=h46
h46=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pvm)
svml=s46
s46=ENTROPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pvm)
bvml=b46
b46=(hvml-hvo)-(Tvo+273)*(svml-svo)

{água na saída do pré-aquecedor}

```

Taa1a=T5
 T5=180 {oC}
 Paa1a=P5
 P5=12600 {kPa}
 haa1a=h5
 h5=ENTHALPY(Water;T=Taa1a;P=Paa1a)
 saa1a=s5
 s5=ENTROPY(Water;T=Taa1a;P=Paa1a)
 b5=baa1a

{água de alimentação da caldeira de CO}

Taa2=T6
 T6=T7
 T7=140 {oC}
 Paa2=P6
 P6=P7
 P7=14100 {kPa}
 haa2=h6
 h6=h7
 h7=ENTHALPY(Water;T=T6;P=P6)
 saa2=s6
 s6=s7
 s7=ENTROPY(Water;T=T6;P=P6)
 b6=baa2
 b7=baa2

{vapor de saída das caldeiras-vapor de alta}

Tv=Tva
 Tva=T8
 T8=T9
 T9=T10
 T10=485 {oC}

Pv=Pva
 Pva=P8
 P8=P9
 P9=P10
 P10=8720 {kPa}

hv=hva
 hva=h8
 h8=h9
 h9=h10
 h10=ENTHALPY(Steam_NBS;T=T8;P=P8)

sv=sva
 sva=s8
 s8=s9
 s9=s10
 s10=ENTROPY(Steam_NBS;T=T8;P=P8)

b8=b9
 b9=b10
 b10=b20
 b20=b21
 b21=b22
 b22=b23
 b23=b24

b24=b25
b25=bva

{vapor de média}

Tvm=T26
T26=T27
T27=T28
T28=T29
T29=T30
T30=T31
T31=T32
T32=T33
T33=285 {oC}

Pvm=P26
P26=P27
P27=P28
P28=P29
P29=P30
P30=P31
P31=P32
P32=P33
P33=1370 {kPa}

hvm=h26
h26=h27
h27=h28
h28=h29
h29=h30
h30=h31
h31=h32
h32=h33
h33=ENTHALPY(Steam_NBS;T=Tvm;P=Pvm)

svm=s26
s26=s27
s27=s28
s28=s29
s29=s30
s30=s31
s31=s32
s32=s33
s33=ENTROPY(Steam_NBS;T=Tvm;P=Pvm)

b26=b27
b27=b28
b28=b29
b29=b30
b30=b31
b31=b32
b32=b33
b33=bvm

{vapor de baixa}

Tvb=T34
T34=T35
T35=T36

$T_{36}=T_{37}$
 $T_{37}=T_{38}$
 $T_{38}=T_{39}$
 $T_{39}=200 \text{ {oC}}$

$P_{vb}=P_{34}$
 $P_{34}=P_{35}$
 $P_{35}=P_{36}$
 $P_{36}=P_{37}$
 $P_{37}=P_{38}$
 $P_{38}=P_{39}$
 $P_{39}=450 \text{ {kPa}}$

$h_{vb}=h_{34}$
 $h_{34}=h_{35}$
 $h_{35}=h_{36}$
 $h_{36}=h_{37}$
 $h_{37}=h_{38}$
 $h_{38}=h_{39}$
 $h_{39}=\text{ENTHALPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vb}; P=P_{vb})$

$s_{vb}=s_{34}$
 $s_{34}=s_{35}$
 $s_{35}=s_{36}$
 $s_{36}=s_{37}$
 $s_{37}=s_{38}$
 $s_{38}=s_{39}$
 $s_{39}=\text{ENTROPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vb}; P=P_{vb})$

$b_{34}=b_{35}$
 $b_{35}=b_{36}$
 $b_{36}=b_{37}$
 $b_{37}=b_{38}$
 $b_{38}=b_{39}$
 $b_{39}=b_{vb}$

$\text{{condensado}}$
 $T_{\text{cond}}=T_{40}$
 $T_{40}=T_{41}$
 $T_{41}=T_{42}$
 $T_{42}=T_{43}$
 $T_{43}=T_{44}$
 $T_{44}=T_{45}$
 $T_{45}=140 \text{ {oC}}$

$\text{{pressão do condensado igual a pressão do vapor de baixa}}$
 $P_{\text{cond}}=P_{vb}$
 $P_{40}=P_{vb}$
 $P_{40}=P_{41}$
 $P_{41}=P_{42}$
 $P_{42}=P_{43}$
 $P_{43}=P_{44}$
 $P_{44}=P_{45}$

```

hcond=h40
h40=h41
h41=h42
h42=h43
h43=h44
h44=h45
h45=ENTHALPY(Steam_NBS;T=Tcond;P=Pcond)

```

```

scond=s40
s40=s41
s41=s42
s42=s43
s43=s44
s44=s45
s45=ENTROPY(Steam_NBS;T=Tcond;P=Pcond)

```

```

b40=b41
b41=b42
b42=b43
b43=b44
b44=b45
b45=bcond

```

{Temperatura dos combustíveis}

{Gás combustível}

```

Tgc=T59
T59=T60
T60=T61
T61=T62
T62=30 {oC}

```

```

b59=b60
b60=b61
b61=b62
b62=bgc

```

{óleo combustível}

```

Toc=T57
T57=T58
T58=165 {oC}

```

```

b57=b58
b58=boc

```

{Gás CO}

```

TgasCO=T63
T63=620 {oC}

```

```

PgasCO=P63
P63=100 {kPa}
b63=bco

```

{Temperaturas de referência}

```

TogasCO=To63
To63=25 {oC}

```

$T_{ogc}=T_{o59}$
 $T_{o59}=T_{o60}$
 $T_{o60}=T_{o61}$
 $T_{o61}=T_{o62}$
 $T_{o62}=25 \text{ {o C}}$

$T_{ooc}=T_{o57}$
 $T_{o57}=T_{o58}$
 $T_{o58}=25 \text{ {oC}}$

{temperatura dos gases de escape da turbina}
 $T_g=T_{64}$
 $T_{64}=500 \text{ {oC}}$

$P_g=P_{64}$
 $P_{64}=200 \text{ {kPa}}$

$T_{go}=T_{o64}$
 $T_{o64}=25 \text{ {oC}}$

$P_{go}=P_{o64}$
 $P_{o64}=100 \text{ {kPa}}$

$h_g=\text{ENTHALPY}(\text{Air};T=T_g)$

$h_{go}=\text{ENTHALPY}(\text{Air};T=T_{go})$

$s_g=\text{ENTROPY}(\text{Air};T=T_g;P=P_g)$

$s_{go}=\text{ENTROPY}(\text{Air};T=T_{go};P=P_{go})$

$b_{64}=b_{ge}$
 $s_{64}=s_{ge}$

{valor do PCI do óleo combustível}
 $PCl_{oc}=9500*4,18 \text{ {kJ/kg}}$

{valor do PCI do gás combustível}
 $PCl_{gc}=10300*4,18/(0,662*\text{DENSITY}(\text{Air};T=20;P=100))$

{valor do PCI do gás CO (fonte: Acomb)}
 $PCl_{co}=350*4,18 \text{ {kJ/kg}}$

{valores das exergias específicas das principais correntes}

$b_1=(h_1-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_1-s_{vo})$
 $b_{va}=(h_v-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_v-s_{vo})$
 $b_{vm}=(h_{vm}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{vm}-s_{vo})$
 $b_{vb}=(h_{vb}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{vb}-s_{vo})$
 $b_{cond}=(h_{cond}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{cond}-s_{vo})$
 $b_{aa1}=(h_{aa1}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{aa1}-s_{vo})$
 $b_{aa2}=(h_{aa2}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{aa2}-s_{vo})$
 $b_{aa}=(h_{aa}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{aa}-s_{vo})$
 $b_g=(h_g-h_{go})-(T_{go}+273)*(s_g-s_{go})$
 $b_{aa1a}=(h_{aa1a}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{aa1a}-s_{vo})$

{*****}
 {cálculo da exergia do gás combustível}

{composição do gás combustível}

fH2gc=0,201
 fCH4gc=0,405
 fC2H4gc=0,145
 fC2H6gc=0,162
 fC3H6gc=0,016
 fC3H8gc=0,005
 fC4H8gc=0,004
 fC4H10gc=0,005
 fCOgc=0,019
 fCO2gc=0,005
 fN2gc=0,031

{massa molar dos componentes do gás combustível}

MMH2=2
 MMCH4=16
 MMC2H4=28
 MMC2H6=30
 MMC3H6=42
 MMC3H8=44
 MMC4H8=56
 MMC4H10=58
 MMCO=28
 MMCO2=44
 MMN2=28

{massa molar do gás combustível}

MMgc=fH2gc*MMH2+fCH4gc*MMCH4+fC2H4gc*MMC2H4+fC2H6gc*MMC2H6+fC3H6gc*MMC3H6+fC3H8gc*MMC3H8+fC4H8gc*MMC4H8+fC4H10gc*MMC4H10+fCOgc*MMCO+fCO2gc*MMCO2+fN2gc*MMN2

{exergia química de alguns componentes em base molar (kJ/kmol) (fonte:Szargut)}

bchC2H6=1495840
 bchC3H8=2154000
 bchC4H10=2805800

{cálculo da exergia de alguns componentes a partir do seu PCI}

{PCI de alguns componentes (kJ/kg) (fonte: Van Wylen)}

PCIC2H4=47088
 PCIC3H6=45712
 PCIC4H8=45248

{cálculo dos parâmetros "beta" para os componentes acima (fonte:Szargut)}

betaC2H4=1,0334+0,0183*(4/2)-0,0694*(1/2)
 betaC3H6=1,0334+0,0183*(6/3)-0,0694*(1/3)
 betaC4H8=1,0334+0,0183*(8/4)-0,0694*(1/4)

{cálculo da exergia em base molar de alguns componentes (kJ/Kmol) }

bchC2H4=PCIC2H4*betaC2H4*MMC2H4
 bchC3H6=PCIC3H6*betaC3H6*MMC3H6
 bchC4H8=PCIC4H8*betaC4H8*MMC4H8

bchgc=(A+B)/MMgc

$A = fH2gc \cdot bchH2 + fCH4gc \cdot bchCH4 + fC2H4gc \cdot bchC2H4 + fC2H6gc \cdot bchC2H6 + fC3H6gc \cdot bchC3H6 + fC3H8gc \cdot bchC3H8 + fC4H8gc \cdot bchC4H8 + fC4H10gc \cdot bchC4H10 + fCOgc \cdot bchCO + fCO2gc \cdot bchCO2 + fN2gc \cdot bchN2$

$B = 8,3145 \cdot (273 + Togc) \cdot (fH2gc \cdot \ln(fH2gc) + fCH4gc \cdot \ln(fCH4gc) + fC2H4gc \cdot \ln(fC2H4gc) + fC2H6gc \cdot \ln(fC2H6gc) + fC3H6gc \cdot \ln(fC3H6gc) + fC3H8gc \cdot \ln(fC3H8gc) + fC4H8gc \cdot \ln(fC4H8gc) + fC4H10gc \cdot \ln(fC4H10gc) + fCOgc \cdot \ln(fCOgc) + fCO2gc \cdot \ln(fCO2gc) + fN2gc \cdot \ln(fN2gc))$

Cpgc=1,881 {kJ/kg}

bfigc=Cpgc*(Tgc-Togc)-(Togc+273)*Cpgc*LN((Tgc+273)/(Togc+273))

bgc=bchgc+bfigc {kJ/kg}

{*****}
 {cálculo da exergia do óleo combustível}

{composição do óleo combustível (em base volumétrica)}

fC=0,876

fH=0,109

fS=0,015

MMoc=11,21 {massa molecular do óleo combustível}

{composição do óleo combustível (em base mássica)}

fmC=fC*12/MMoc

fmH=fH*2/MMoc

fmS=fS*32/MMoc

{cálculo do parâmetro "beta" para cálculo da exergia do óleo combustível a partir do PCI
 (fonte: Szargut)}

beta=1,0401+0,1728*fmH/fmC+0,2169*fmS/fmC*(1-2,0628*fmH/fmC)

{cálculo da exergia química do combustível}

bchoc=PCloc*beta

Cpoc=2,257 {kJ/kg}

bfigoc=Cpoc*(Toc-Tooc)-(Tooc+273)*Cpoc*LN((Toc+273)/(Tooc+273))

boc=bchoc+bfigoc {kJ/kg}

{*****}
 {cálculo da exergia do gás CO}

{composição do gás CO (base volumétrica)}

fCO2=0,13

fCO=0,066

fH2=0,002

fCH4=0,001

fN2=0,77

fO2=0,017

{cálculo das pressões parciais dos componentes do gás CO}

pCO2=fCO2*PgasCO

pCO=fCO*PgasCO

pH2=fH2*PgasCO

pCH4=fCH4*PgasCO

pN2=fN2*PgasCO

pO2=fO2*PgasCO

{exergia química dos componentes do gás CO (fonte: Szargut)}

bchCO2=19870 {kJ/kmol}

bchCO=275100 {kJ/kmol}

$bchH_2=236100 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchCH_4=831650 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchN_2=690 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchO_2=3970 \text{ \{kJ/kmol\}}$

{massa molecular do gás CO}

$MM_{gasCO}=29,86 \text{ \{kg/kmol\}}$

{exergia química do gás CO}

$bchg_{gasCO}=(fCO_2*bchCO_2+fCO*bchCO+fH_2*bchH_2+fCH_4*bchCH_4+fN_2*bchN_2+fO_2*bchO_2+8,3145*298*(fCO_2*\ln(fCO_2)+fCO*\ln(fCO)+fH_2*\ln(fH_2)+fCH_4*\ln(fCH_4)+fN_2*\ln(fN_2)+fO_2*\ln(fO_2)))/MM_{gasCO}$

{entalpia dos componentes do gás CO}

$hCO_2=ENTHALPY(CO_2;T=T_{gasCO})$
 $hCO=ENTHALPY(CO;T=T_{gasCO})$
 $hH_2=ENTHALPY(H_2;T=T_{gasCO})$
 $hCH_4=ENTHALPY(CH_4;T=T_{gasCO})$
 $hN_2=ENTHALPY(N_2;T=T_{gasCO})$
 $hO_2=ENTHALPY(O_2;T=T_{gasCO})$

{entalpia do gás CO}

$h_{gasCO}=fCO_2*hCO_2+fCO*hCO+fH_2*hH_2+fCH_4*hCH_4+fN_2*hN_2+fO_2*hO_2$

{entalpia dos componentes do gás CO na temperatura de referência}

$hoCO_2=ENTHALPY(CO_2;T=T_{ogasCO})$
 $hoCO=ENTHALPY(CO;T=T_{ogasCO})$
 $hoH_2=ENTHALPY(H_2;T=T_{ogasCO})$
 $hoCH_4=ENTHALPY(CH_4;T=T_{ogasCO})$
 $hoN_2=ENTHALPY(N_2;T=T_{ogasCO})$
 $hoO_2=ENTHALPY(O_2;T=T_{ogasCO})$

{entalpia do gás CO na temperatura de referência}

$hog_{gasCO}=fCO_2*hoCO_2+fCO*hoCO+fH_2*hoH_2+fCH_4*hoCH_4+fN_2*hoN_2+fO_2*hoO_2$

{entropia dos componentes do gás CO}

$sCO_2=ENTROPY(CO_2;T=T_{gasCO};P=pCO_2)$
 $sCO=ENTROPY(CO;T=T_{gasCO};P=pCO)$
 $sH_2=ENTROPY(H_2;T=T_{gasCO};P=pH_2)$
 $sCH_4=ENTROPY(CH_4;T=T_{gasCO};P=pCH_4)$
 $sN_2=ENTROPY(N_2;T=T_{gasCO};P=pN_2)$
 $sO_2=ENTROPY(O_2;T=T_{gasCO};P=pO_2)$

{entropia do gás CO}

$sg_{gasCO}=fCO_2*sCO_2+fCO*sCO+fH_2*sH_2+fCH_4*sCH_4+fN_2*sN_2+fO_2*sO_2$

{entropia dos componentes do gás CO na temperatura de referência}

$soCO_2=ENTROPY(CO_2;T=T_{ogasCO};P=pCO_2)$
 $soCO=ENTROPY(CO;T=T_{ogasCO};P=pCO)$
 $soH_2=ENTROPY(H_2;T=T_{ogasCO};P=pH_2)$
 $soCH_4=ENTROPY(CH_4;T=T_{ogasCO};P=pCH_4)$
 $soN_2=ENTROPY(N_2;T=T_{ogasCO};P=pN_2)$
 $soO_2=ENTROPY(O_2;T=T_{ogasCO};P=pO_2)$

{entropia do gás CO nas condições de referência}

$sog_{gasCO}=fCO_2*soCO_2+fCO*soCO+fH_2*soH_2+fCH_4*soCH_4+fN_2*soN_2+fO_2*soO_2$

{exergia física do gás CO}

$$b_{\text{fisgasCO}} = h_{\text{gasCO}} - h_{\text{ogasCO}} - (273 + T_{\text{ogasCO}}) * (s_{\text{gasCO}} - s_{\text{ogasCO}})$$

{exergia do gás CO}

$$b_{\text{CO}} = b_{\text{fisgasCO}} + b_{\text{chgasCO}}$$

{*****}
{Cálculo da exergia dos gases de escape das turbinas a gás}

{vazões mássicas e molares}

$$m_{\text{ar}} = 64,6 \text{ {kg/s}}$$

$$N_{\text{ar}} = m_{\text{ar}} / M_{\text{ar}} \text{ {kmol/s}}$$

$$M_{\text{ar}} = 29 \text{ {kg/kmol}}$$

$$N_{\text{gct}} = m_{\text{gct}} / M_{\text{gct}} \text{ {kmol/s}}$$

$$r = N_{\text{ar}} / N_{\text{gct}} \text{ {relação ar/ combustível em base molar}}$$

{vazão molar dos produtos}

$$N_{\text{CO2}} = f_{\text{CH4gc}} + 2 * f_{\text{C2H4gc}} + 2 * f_{\text{C2H6gc}} + 3 * f_{\text{C3H6gc}} + 3 * f_{\text{C3H8gc}} + 4 * f_{\text{C4H8gc}} + 4 * f_{\text{C4H10gc}} + f_{\text{COgc}} + f_{\text{CO2gc}}$$

$$N_{\text{H2O}} = (2 * f_{\text{H2gc}} + 4 * f_{\text{CH4gc}} + 4 * f_{\text{C2H4gc}} + 6 * f_{\text{C2H6gc}} + 6 * f_{\text{C3H6gc}} + 8 * f_{\text{C3H8gc}} + 8 * f_{\text{C4H8gc}} + 10 * f_{\text{C4H10gc}}) / 2$$

$$N_{\text{O2est}} = (2 * N_{\text{CO2}} + 1 * N_{\text{H2O}}) / 2$$

$$N_{\text{O2g}} = r - N_{\text{O2est}}$$

$$N_{\text{N2}} = r * 3,76$$

$$N_{\text{g}} = N_{\text{CO2}} + N_{\text{H2O}} + N_{\text{O2g}} + N_{\text{N2}} \text{ {kmol/s}} \text{ {vazão molar dos gases de escape}}$$

{frações molares dos componentes dos gases de escape}

$$f_{\text{CO2g}} = N_{\text{CO2}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{H2Og}} = N_{\text{H2O}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{O2g}} = N_{\text{O2g}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{N2g}} = N_{\text{N2}} / N_{\text{g}}$$

{pressões parciais dos componentes dos gases de escape das turbinas}

$$p_{\text{CO2g}} = f_{\text{CO2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{N2g}} = f_{\text{N2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{O2g}} = f_{\text{O2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{H2Og}} = f_{\text{H2Og}} * P_{\text{g}}$$

{Massa molar do gás de escape das turbinas}

$$M_{\text{Mg}} = f_{\text{CO2g}} * 44 + f_{\text{H2Og}} * 18 + f_{\text{O2g}} * 32 + f_{\text{N2g}} * 28$$

{exergia química do vapor d'água. Os valores dos outros componentes já foram apresentados no gás CO Fonte: Szargut}

$$b_{\text{chH2O}} = 9500 \text{ {kJ/kmol}}$$

{exergia química do gás de escape das turbinas}

$$b_{\text{chg}} = (f_{\text{CO2g}} * b_{\text{chCO2}} + f_{\text{H2Og}} * b_{\text{chH2O}} + f_{\text{N2g}} * b_{\text{chN2}} + f_{\text{O2g}} * b_{\text{chO2}} + 8,3145 * 298 * (f_{\text{CO2g}} * \ln(f_{\text{CO2g}}) + f_{\text{N2g}} * \ln(f_{\text{N2g}}) + f_{\text{O2g}} * \ln(f_{\text{O2g}}) + f_{\text{H2Og}} * \ln(f_{\text{H2Og}}))) / M_{\text{Mg}}$$

{exergia física do gás de escape das turbinas}

{entalpia dos componentes do gás de escape das turbinas}

$$h_{\text{CO2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{CO2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{N2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{N2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{O2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{O2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{H2Og}} = \text{ENTHALPY}(\text{H2O}; T = T_{\text{g}})$$

{entalpia do gás de escape das turbinas}

$$hge=fCO2g*hCO2g+fN2g*hN2g+fO2g*hO2g+fH2Og*hH2Og$$

{entalpia dos componentes do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$hoCO2g=ENTHALPY(CO2;T=Tgo)$$

$$hoN2g=ENTHALPY(N2;T=Tgo)$$

$$hoO2g=ENTHALPY(O2;T=Tgo)$$

$$hoH2Og=ENTHALPY(H2O;T=Tgo)$$

{entalpia do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$hoge=fCO2g*hoCO2g+fN2g*hoN2g+fO2g*hoO2g+fH2Og*hoH2Og$$

{entropia dos componentes do gás de escape das turbinas}

$$sCO2g=ENTROPY(CO2;T=Tg;P=pCO2g)$$

$$sN2g=ENTROPY(N2;T=Tg;P=pN2g)$$

$$sO2g=ENTROPY(O2;T=Tg;P=pO2g)$$

$$sH2Og=ENTROPY(H2O;T=Tg;P=pH2Og)$$

{entropia do gás de escape das turbinas}

$$sge=fCO2g*sCO2g+fN2g*sN2g+fO2g*sO2g+fH2Og*sH2Og$$

{entropia dos componentes do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$soCO2g=ENTROPY(CO2;T=Tgo;P=pCO2g)$$

$$soN2g=ENTROPY(N2;T=Tgo;P=pN2g)$$

$$soO2g=ENTROPY(O2;T=Tgo;P=pO2g)$$

$$soH2Og=ENTROPY(H2O;T=Tgo;P=pH2Og)$$

{entropia do gás de escape das turbinas nas condições de referência}

$$soge=fCO2g*soCO2g+fN2g*soN2g+fO2g*soO2g+fH2Og*soH2Og$$

{exergia física do gás de escape das turbinas}

$$bfisge=hge-hoge-(273+Tgo)*(sge-soge)$$

{exergia do gás de escape das turbinas}

$$bge=bfisge+bchg$$

{*****}
{Balanços de custos e cálculos de rendimento exergético}
{*****}

{rendimento exergético total da planta de utilidades}

$$nextotal=(m1*(b39-b1)+W47+W48+W49+W50+W51+W52+W53-W54-W55-W56)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

$$nextotal2=nexcaldco*fcaldco+ nexcaldr*fcaldr+ nexeb*feb+ nexgv*fgv+ nexpa*fpa+ nextv1*ftv1+ nextv2*ftv2+ nextv3*ftv3+ nextv4*ftv4+ nextv5*ftv5+ nextv6*ftv6+ nexttg*ftg$$

{exergia destruída na planta de utilidades}

$$ltotal=(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)-(m1*(b39-b1)+W47+W48+W49+W50+W51+W52+W53-W54-W55-W56) \{kW\}$$

{*****}
{Para o calculo do custo médio do vapor de alta}

{valores dos custos específicos dos principais insumos}

$$coc=1,08/(CAMBIOdolar*boc)\{US\$/kJ\}$$

$$CAMBIOdolar=2,2$$

$cgc=0,3598/bgc \{US\$/kJ\}$
 $cco=0,0075/bco \{US\$/kJ\}$
 $feeg=1 \{ \text{fração da demanda de energia elétrica da refinaria que é gerada no setor de utilidades} \}$
 $feec=0 \{ \text{fração da demanda de energia elétrica da refinaria que é comprada da rede} \}$
 $cmelrede=50 \{US\$/MW.h\}$
 $celrede=50/(1000*3600) \{US\$/kJ\}$
 $cel=feeg*celger+feec*celrede$
 $cmel=cel*1000*3600 \{US\$/MW.h\}$

$\{ \text{balanço de custos para a turbina a gás} \}$
 $mgct=m62$
 $m62=9/3,6 \{kg/s\}$
 $mg=m64$
 $m64=450/3,6 \{kg/s\}$
 $Wet=W53$
 $W53=37600 \{kW\}$
 $Ctg=0,050 \{US\$/s\}$
 $cel0*Wet+m64*bge*c64=mgct*bgc*cgc+Ctg$
 $c64=cgc$
 $cm64=1000*c64*bge \{US\$/MW.h\}$

$\{ \text{rendimento exergético da turbina a gás} \}$
 $nextg=(Wet)/(mgct*bgc-m64*b64)$

$\{ \text{fator f da turbina a gás} \}$
 $ftg=(mgct*bgc-m64*b64)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

$\{ \text{exergia destruída na turbina a gás} \}$
 $ltg=(mgct*bgc-m64*b64)-(Wet) \{kW\}$

$\{ \text{taxa de irreversibilidade da turbina a gás} \}$
 $rtg=ltg/ltotal$

$\{ \text{fator exergoeconomico da a turbina a gás} \}$
 $Etg=Ctg/(cgc*ltg+Ctg)$

$\{ \text{balanço de custos para a caldeira de recuperação} \}$
 $mgcc=m61$
 $m61=7,2/3,6 \{kg/s\}$
 $maa0=m7$
 $m7=160/3,6 \{kg/s\}$
 $mva0=m10$
 $m10=158,36/3,6 \{kg/s\}$
 $Ccaldr=0,050 \{US\$/s\}$
 $cva0*(mp3*bp1+mva0*bva)=mgcc*bgc*cgc+maa0*baa2*caa2+mg*bge*c64+Ccaldr \{US\$/kJ\}$
 $cmva0=1000*cva0*bva \{US\$/ton\}$

$\{ \text{rendimento exergético da caldeira de recuperação} \}$
 $nexcaldr=(mva0*(bva-baa2)+mp3*bp1)/(mg*bge+mgcc*bgc)$

$\{ \text{fator f da caldeira de recuperação} \}$
 $fcaldr=(mg*bge+mgcc*bgc)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

$\{ \text{exergia destruída na caldeira de recuperação} \}$
 $lcaldr=(mg*bge+mgcc*bgc)-(mva0*(bva-baa2)+mp3*bp1) \{kW\}$

$\{ \text{taxa de irreversibilidade da caldeira de recuperação} \}$

$$rcaldr = lcaldr / ltotal$$

{fator exergoeconomico da caldeira de recuperação }

$$Ecaldr = Ccaldr / ((cgc + c64) * lcaldr + Ccaldr)$$

{balanço de custos para o GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C}

$$moc1 = m57$$

$$m57 = 6,24 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$mgc1 = m59$$

$$m59 = 2 * 1000 / 3600 \{kg/h\}$$

$$mva1 = m8$$

$$m8 = 117 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$maa1 = m5$$

$$m4 = m5$$

$$m5 = 120,6 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$Cgv = 0,080 \{US\$/s\}$$

$$Wel1 = W54$$

$$W54 = 400$$

$$cva1 = (moc1 * boc * coc + mgc1 * bgc * cgc + Wel1 * cel + maa1 * baa1a * caa1a + Cgv) / (mva1 * bva + mp1 * bp1) \{US\$/kJ\}$$

$$cmva1 = 1000 * cva1 * bva \{US\$/kg\}$$

{rendimento exergético do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C}

$$nexgv = (mva1 * (bva - baa1) + mp1 * bp1) / (moc1 * boc + mgc1 * bgc)$$

{fator f do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$fgv = (moc1 * boc + mgc1 * bgc) / (boc * (m57 + m58) + bgc * (m59 + m60 + m61 + m62) + bco * m63)$$

{exergia destruída do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$lgv = (moc1 * boc + mgc1 * bgc) - (mva1 * (bva - baa1) + mp1 * bp1) \{kW\}$$

{taxa de irreversibilidade do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$rgv = lgv / ltotal$$

{fator exergoeconomico do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$Egv = Cgv / ((cgc + coc) * lgv + Cgv)$$

{balanço de custos para o GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$moc2 = m58$$

$$m58 = 2 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$mco2 = m63$$

$$m63 = 450 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$mgc2 = m60$$

$$m60 = 3,5 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$mva2 = m9$$

$$m9 = 276 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$maa2 = m6$$

$$m6 = 284,3 / 3,6$$

$$Ccaldco = 0,050 \{US\$/s\}$$

$$Wel2 = W55$$

$$W55 = 691$$

$$cva2 = (moc2 * boc * coc + mgc2 * bgc * cgc + mco2 * bco * cco + Wel2 * cel + maa2 * baa2 * caa + Ccaldco) / (mva2 * bva + mp2 * bp1) \{US\$/kJ\}$$

$$cmva2 = 1000 * cva2 * bva \{US\$/ton\}$$

{rendimentos exergético do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$nexcaldco = (mva2 * (bva - baa2) + mp2 * bp1) / (moc2 * boc + mgc2 * bgc + mco2 * bco)$$

{fator f do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$f_{caldco} = (m_{oc2} * b_{oc} + m_{gc2} * b_{gc} + m_{co2} * b_{co}) / (b_{oc} * (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} * (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} * m_{63})$$

{exergia destruída do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$I_{caldco} = (m_{oc2} * b_{oc} + m_{gc2} * b_{gc} + m_{co2} * b_{co}) - (m_{va2} * (b_{va} - b_{aa2}) + m_{p2} * b_{p1}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$r_{caldco} = I_{caldco} / I_{total}$$

{fator exergoeconomico do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$E_{caldco} = C_{caldco} / ((c_{gc} + c_{oc} + c_{co}) * I_{caldco} + C_{caldco})$$

{cálculo do custo mássico médio do vapor de alta}

$$c_{va} = (m_{va0} * b_{va} * c_{va0} + m_{va1} * b_{va} * c_{va1} + m_{va2} * b_{va} * c_{va2}) / (m_{va0} * b_{va} + m_{va1} * b_{va} + m_{va2} * b_{va})$$

{US\$/kJ}

$$c_{mva} = 1000 * c_{va} * b_{va} \text{ {US$/ton}}$$

{*****}

{Para o calculo do custo médio do vapor de média}

{balanço de custos para o turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C}

$$m_{vat1} = m_{20}$$

$$m_{20} = 219 / 3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}}$$

$$m_{vmt1} = m_{26}$$

$$m_{26} = 189 / 3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}}$$

$$m_{cond1} = m_{43}$$

$$m_{43} = 30 / 3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de condensado na saída da turbina}}$$

$$W_{et1} = W_{47}$$

$$W_{47} = 19200 \text{ {kW}} \text{ {potência elétrica gerada pelo turbo-gerador}}$$

$$C_{tv1} = 0,004 \text{ {US$/s}}$$

{custo do vapor de média}

$$c_{vm1} * (m_{vmt1} * b_{vm} + m_{cond1} * b_{cond}) + W_{et1} * c_{etv1} = m_{vat1} * c_{va} * b_{va} + C_{tv1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$c_{mvm1} = 1000 * c_{vm1} * b_{vm} \text{ {US$/ton}}$$

{custo da eletricidade gerada}

$$c_{va} = c_{vm1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$c_{metev1} = c_{etv1} * 1000 * 3600 \text{ {US$/MW.h}}$$

{custo do condensado}

$$c_{cond1} = c_{vm1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$c_{mcond1} = 1000 * c_{cond1} * b_{cond} \text{ {US$/ton}}$$

{rendimento exergético do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$nextv1 = W_{47} / (m_{20} * b_{va} - (m_{43} * b_{43} + m_{26} * b_{26}))$$

{fator f do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$f_{tv1} = (m_{20} * b_{va} -$$

$$(m_{43} * b_{43} + m_{26} * b_{26})) / (b_{oc} * (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} * (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} * m_{63})$$

{exergia destruída do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$I_{tv1} = (m_{20} * b_{va} - (m_{43} * b_{43} + m_{26} * b_{26})) - W_{47} \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$r_{tv1} = I_{tv1} / I_{total}$$

{fator exergoeconomico do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$E_{tv1} = C_{tv1} / ((c_{va}) * I_{tv1} + C_{tv1})$$

{balanço de custos para turbo-compressor SP-2250}

$m_{vat2}=m_{21}$
 $m_{21}=115/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}}$
 $m_{vmt2}=m_{27}$
 $m_{27}=110/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}}$
 $m_{cond2}=m_{42}$
 $m_{42}=5/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de condensado na saída da turbina}}$
 $W_{t2}=W_{48}$
 $W_{48}=12000 \text{ {kW}} \text{ {trabalho produzido pela turbina}}$
 $C_{tv2}=0,004 \text{ {US$/s}}$
 {custo do vapor de média}
 $c_{vm2}=(m_{vmt2}*b_{vm}+m_{cond2}*b_{cond})+W_{t2}*c_{etv2}=(m_{vat2}*c_{va}*b_{va}+C_{tv2}) \text{ {US$/kJ}}$
 $cm_{vm2}=1000*c_{vm2}*b_{vm} \text{ {US$/ton}}$
 {custo do condensado}
 $c_{cond2}=c_{vm2} \text{ {US$/kJ}}$
 $cm_{cond2}=1000*c_{cond2}*b_{cond} \text{ {US$/ton}}$
 {custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
 $c_{va}=c_{vm2} \text{ {US$/kJ}}$

{rendimento exergético do turbo-compressor SP-2250}
 $nextv2=W_{48}/(m_{21}*b_{va}-(m_{42}*b_{42}+m_{27}*b_{27}))$

{fator f do turbo-compressor SP-2250}

$ftv2=(m_{21}*b_{va}-(m_{42}*b_{42}+m_{27}*b_{27}))/((b_{oc}*(m_{57}+m_{58})+b_{gc}*(m_{59}+m_{60}+m_{61}+m_{62})+b_{co}*m_{63}))$

{exergia destruída do turbo-compressor SP-2250}

$ltv2=(m_{21}*b_{va}-(m_{42}*b_{42}+m_{27}*b_{27}))-W_{48} \text{ {kW}}$

{taxa de irreversibilidade do turbo-compressor SP-2250}

$rtv2=ltv2/lt_{total}$

{fator exergoeconomico do turbo-compressor SP-2250}

$E_{tv2}=C_{tv2}/((c_{va})*ltv2+C_{tv2})$

{balanço de custos para o turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$m_{vat3}=m_{23}$
 $m_{23}=130/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}}$
 $m_{vmt3}=m_{28}$
 $m_{28}=130/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}}$
 $W_{t3}=W_{50}$
 $W_{50}=12000 \text{ {kW}} \text{ {trabalho produzido pela turbina}}$
 $C_{tv3}=0,004 \text{ {US$/s}}$
 {custo do vapor de média}
 $c_{vm3}=m_{vmt3}*b_{vm}+W_{t3}*c_{etv3}=m_{vat3}*c_{va}*b_{va}+C_{tv3} \text{ {US$/kJ}}$
 $cm_{vm3}=1000*c_{vm3}*b_{vm} \text{ {US$/ton}}$
 {custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
 $c_{va}=c_{vm3} \text{ {US$/kJ}}$

{rendimento exergético do o turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$nextv3=W_{50}/(m_{23}*b_{va}-m_{28}*b_{28})$

{fator f do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$ftv3=(m_{23}*b_{va}-m_{28}*b_{28})/((b_{oc}*(m_{57}+m_{58})+b_{gc}*(m_{59}+m_{60}+m_{61}+m_{62})+b_{co}*m_{63}))$

{exergia destruída do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$l_{tv3} = (m_{23} \cdot b_{va} - m_{28} \cdot b_{28}) - W_{50} \{kW\}$$

$$\{ \text{taxa de irreversibilidade do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201} \}$$

$$rtv3 = l_{tv3} / l_{total}$$

$$\{ \text{fator exergoeconomico do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201} \}$$

$$E_{tv3} = C_{tv3} / ((c_{va}) \cdot l_{tv3} + C_{tv3})$$

$$\{ \text{balanço de custos para a válvula de redução de pressão de alta para pressão de média} \}$$

$$m_{vav} = m_{25}$$

$$m_{29} = m_{25}$$

$$m_{25} = 20/3,6 \{kg/s\}$$

$$c_{vm4} = (b_{va} \cdot c_{va}) / b_{vm} \{US\$/kJ\}$$

$$cm_{vm4} = 1000 \cdot c_{vm4} \cdot b_{vm} \{US\$/ton\}$$

$$\{ \text{cálculo do custo mássico médio do vapor de média} \}$$

$$c_{vm} = (m_{vmt1} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm1} + m_{vmt2} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm2} + m_{vmt3} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm3} + m_{vav} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm4} + m_{vmp1} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp1} + m_{vmp2} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp2} + m_{vmp3} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp3}) / (m_{vmt1} \cdot b_{vm} + m_{vmt2} \cdot b_{vm} + m_{vmt3} \cdot b_{vm} + m_{vav} \cdot b_{vm} + m_{vmp1} \cdot b_{vm} + m_{vmp2} \cdot b_{vm} + m_{vmp3} \cdot b_{vm}) \{US\$/kJ\}$$

$$cm_{vm} = 1000 \cdot c_{vm} \cdot b_{vm} \{US\$/ton\}$$

$$\{ \text{*****} \}$$

$$\{ \text{Para o cálculo do custo médio do vapor de baixa} \}$$

$$\{ \text{balanço de custos para turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$m_{vat4} = m_{24}$$

$$m_{35} = m_{24}$$

$$m_{24} = 29/3,6 \{kg/s\}$$

$$W_{t4} = W_{51}$$

$$W_{51} = 2900 \{kW\}$$

$$C_{tv4} = 0,004 \{US\$/s\}$$

$$\{ \text{custo do vapor de baixa} \}$$

$$c_{vb1} \cdot m_{vat4} \cdot b_{vb} + W_{t4} \cdot c_{etv4} = m_{vat4} \cdot b_{va} \cdot c_{va} + C_{tv4} \{US\$/kJ\}$$

$$cm_{vb1} = 1000 \cdot c_{vb1} \cdot b_{vb} \{US\$/ton\}$$

$$c_{va} = c_{vb1} \{US\$/kJ\}$$

$$\{ \text{rendimento exergético da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$nextv4 = W_{51} / (m_{24} \cdot (b_{va} - b_{35}))$$

$$\{ \text{fator f da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$ftv4 = (m_{24} \cdot (b_{va} - b_{35})) / (b_{oc} \cdot (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} \cdot (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} \cdot m_{63})$$

$$\{ \text{exergia destruída da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$l_{tv4} = (m_{24} \cdot (b_{va} - b_{35})) - W_{51} \{kW\}$$

$$\{ \text{taxa de irreversibilidade da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$rtv4 = l_{tv4} / l_{total}$$

$$\{ \text{fator exergoeconomico da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$E_{tv4} = C_{tv4} / ((c_{va}) \cdot l_{tv4} + C_{tv4})$$

$$\{ \text{balanço de custos para turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$m_{vmt5} = m_{31}$$

$$m_{34} = m_{31}$$

$$m_{31} = 353/3,6 \{kg/s\}$$

$$W_{t5} = W_{52}$$

```

W52=9207 {kW}
Ctv5= 0,004 {US$/s}
{custo do vapor de baixa}
cvb2*mvmt5*bvb+Wt5*cetv5=mvmt5*bvm*cvm+Ctv5 {US$/kJ}
cmvb2=1000*cvb2*bvb {US$/ton}
cvm=cvb2 {US$/kJ}

{rendimento exergético da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
nextv5=W52/(m31*(b31-b34))

{fator f da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
ftv5=(m31*(b31-b34))/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)

{exergia destruída da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
ltv5=(m31*(b31-b34))-W52{kW}

{taxa de irreversibilidade da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
}
rtv5=ltv5/ltotal

{fator exergoeconomico da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
Etv5=Ctv5/((cvm)*ltv5+Ctv5)

{balanço de custos para válvula de redução de pressão de média para pressão de baixa}
mvmv=m32
m32=m36
m32=0/3,6 {kg/s}
cvb3=(bvm*cvm)/bvb {US$/kJ}
cmvb3=1000*cvb3*bvb {US$/ton}

{cálculo do custo mássico médio do vapor de baixa}
cvb=(mvat4*bvb*cvb1+mvmt5*bvb*cvb2+mvmv*bvb*cvb3)/(mvat4*bvb+mvmt5*bvb+mvmv*bvb) {US$/kJ}
cmvb=1000*cvb*bvb {US$/ton}

{*****}
{Continuação do cálculo do custo da eletricidade gerada na refinaria}

{balanço de custos para o turbo-gerador SP-2201}
mvat6=m22
m22=40/3,6 {kg/s}{vazão de vapor de alta na entrada da turbina}
mcond6=m41
m41=40/3,6{kg/s} {vazão de condensado na saída da turbina}
Wt6=W49
W49=10000{kW} {trabalho produzido pela turbina}
Ctv6=0,004 {US$/s}
{custo do condensado}
ccond6*mcond6*bcond+ Wt6*cetv6=mvat6*bva*cva+Ctv6 {US$/kJ}
cmcond6=1000*ccond6*bcond {US$/ton}
{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
cva=ccond6 {US$/kJ}

{rendimento exergético do turbo-gerador SP-2201}
nextv6=W49/(m22*(bva- b41))

{fator f do turbo-gerador SP-2201}
ftv6=(m22*(bva- b41))/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)

```

{exergia destruída do turbo-gerador SP-2201}

$$ltv6=(m22*(bva- b41))-W49\{kW\}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-gerador SP-2201}

$$rtv6=ltv6/ltotal$$

{fator exergoeconomico do turbo-gerador SP-2201}

$$Etv6=Ctv6/((cva)*ltv6+Ctv6)$$

{cálculo do custo da eletricidade gerada na refinaria}

$$celger=(Wet1*ctev1+Wt2*ctev2+Wt3*ctev3+Wt4*ctev4+Wt5*ctev5+Wt6*ctev6)/(Wet1+Wt2+Wt3+Wt4+Wt5+Wt6)$$

$$cmelger=celger*1000*3600 \{US\$/MW.h\}$$

{*****}

{cálculo do custo mássico médio do condensado}

$$ccond=(mcond6*bcond*ccond6+mcond1*bcond*ccond1+mcond2*bcond*ccond2+mcondp1*bvml*ccondp1+mcondp2*bvml*ccondp2+mcondp3*bvml*ccondp3)/(mcond6*bcond+mcond1*bcond+mcond2*bcond+(mcondp1+mcondp2+mcondp3)*bvml) \{US\$/kJ\}$$

$$cmcond=1000*ccond*bcond \{US\$/ton\}$$

{*****}

{balanço de custos para a unidade de clarificação de água}

$$mab=m1$$

$$m1=282,4/3,6 \{kg/s\}$$

$$msa=31,91/3600 \{kg/s\}$$

$$mcl=11,63/3600 \{kg/s\}$$

$$cab=0$$

$$csa=0,20 \{US\$/kg\}$$

$$ccl=0,74 \{US\$/kg\}$$

$$macl=mab+msa+mcl$$

$$cacl=1000*(mab*cab+msa*csa+mcl*ccl)/macl \{US\$/ton\}$$

{balanço de custos para unidade de desmineralização}

$$mas=61,02/3600\{kg/s\}$$

$$msc=93,2/3600 \{kg/s\}$$

$$cas=0,13 \{US\$/kg\}$$

$$csc=0,52 \{US\$/kg\}$$

$$mades=m2$$

$$mades=macl+mas+msc$$

$$cades=1000*(macl*cacl/1000+mas*cas+msc*csc)/mades\{US\$/ton\}$$

{balanço massa e energia no desaerador}

$$maa=m3$$

$$maa=564,8/3,6 \{kg/s\}$$

$$madesd=mades$$

$$hades=hvo$$

$$mvbd=m45$$

$$mvbd=maa-madesd-mcond$$

$$mcond=38$$

$$mcond=(maa*hcond-mvbd*hvb-madesd*hades)/hcond \{kg/s\}$$

{balanço de custos no desaerador}

$$mhid=0,25/3600 \{kg/s\}$$

$chid=3,06 \text{ \{US\$/kg\}}$
 $mmor=1,27/3600 \text{ \{kg/s\}}$
 $cmor=3,77 \text{ \{US\$/kg\}}$
 $cmaa=(madesd*cades+mcond*d*cmcond+mvbd*cmvb+mhid*chid*1000+mmor*cmor*1000)/$
 $maa \text{ \{US\$/ton\}}$
 $caa=cmaa/(1000*baa)$

{balanço de custos na estação de bombeamento da água das caldeiras}

$Wb=W56$

$Wb=3300 \text{ \{kW\}}$

$caa1=c4$

$caa2=c6$

$caa2=c7$

$caa1=caa2$

$caa2=(maa*baa*caa+Wb*cel)/(maa1*baa1+maa2*baa2)$

$cmaa2=caa2*baa2*1000 \text{ \{US\$/ton\}}$

$cmaa1=caa1*baa1*1000 \text{ \{US\$/ton\}}$

{rendimento exergético da estação de bombeamento}

$nexeb=(m5*b5+m4*b4)/(W56+m3*b3)$

{fator f da estação de bombeamento}

$feb=(W56+m3*b3)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

{exergia destruída da estação de bombeamento}

$leb=(W56+m3*b3)-(m5*b5+m4*b4) \text{ \{kW\}}$

{taxa de irreversibilidade da estação de bombeamento}

$reb=leb/ltotal$

{Balanço de energia no pré-aquecedor de água do Gv equivalente aos GVs 6301 A,B e C}

$mvmaq=m46$

$mvmaq=m33$

$mvmaq=maa1*(haa1a-haa1)/(hvm-hvml) \text{ \{kg/s\}}$

{Balanço de custos no pré-aquecedor de água do Gv equivalente aos GVs 6301 A,B e C}

$caa1a=(maa1*baa1*caa1+mvmaq*cvm*(bvm-bvml))/(baa1a*maa1) \text{ \{US\$/kJ\}}$

$cmaa1a=1000*caa1a*baa1a \text{ \{US\$/ton\}}$

$cm46=1000*cvm*bvml \text{ \{US\$/ton\}}$

{rendimento exergético do pré-aquecedor de água }

$nexpa=(m46*b46+m5*b5)/(m4*b4+m33*b33)$

{fator f da estação do pré-aquecedor de água }

$fpa=(m4*b4+m33*b33)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

{exergia destruída do pré-aquecedor de água }

$lpa=(m4*b4+m33*b33)-(m46*b46+m5*b5) \text{ \{kW\}}$

{taxa de irreversibilidade do pré-aquecedor de água }

$rpa=lpa/ltotal$

{somatória das taxas de irreversibilidade}

$rtotal=rtv1+rtv2+rtv3+rtv4+rtv5+rtv6+rgv+rtg+rcaldr+rcaldco+reb+rpa$

{somatória dos fatores fi}

$ftotal=ftv1+ftv2+ftv3+ftv4+ftv5+ftv6+fgv+ftg+fcaldr+fcaldco+feb+fpa$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras a óleo}

$Pp1 = P11$
 $Pp1 = Pv + 400 \text{ {kPa}}$
 $Tp1 = T11$
 $Tp1 = \text{TEMPERATURE}(\text{Steam_NBS}; x = 0,0001; P = Pp1)$
 $hp1 = h11$
 $hp1 = \text{ENTHALPY}(\text{Steam_NBS}; x = 0,0001; P = Pp1)$
 $sp1 = s11$
 $sp1 = \text{ENTROPY}(\text{Steam_NBS}; x = 0,0001; P = Pp1)$
 $bp1 = b11$
 $bp1 = (hp1 - hvo) - (Tvo + 273) * (sp1 - svo)$
 $mp1 = m11$
 $mp1 = 3,6/3,6 \text{ {kg/s}}$
 $mcondp1 = m13$
 $mvmp1 = m12$
 $mcondp1 = mp1 - mvmp1 \text{ {balanço de massa}}$
 $mvmp1 = (mp1 * hp1 - mcondp1 * hvml) / hvm$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras de CO}

$mp2 = m14$
 $mp2 = 8,3/3,6 \text{ {kg/s}}$
 $mcondp2 = m16$
 $mcondp2 = mp2 - mvmp2 \text{ {balanço de massa}}$
 $mvmp2 = m15$
 $mvmp2 = (mp2 * hp1 - mcondp2 * hvml) / hvm$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras de recuperação}

$mp3 = m17$
 $mp3 = 1,64/3,6 \text{ {kg/s}}$
 $mcondp3 = m19$
 $mcondp3 = mp3 - mvmp3 \text{ {balanço de massa}}$
 $mvmp3 = m18$
 $mvmp3 = (mp3 * hp1 - mcondp3 * hvml) / hvm$

{balanço de custos dos separadores da água de purga das caldeiras}

$cmp1 = 1000 * bp1 * cva1$
 $ccondp1 = cvmp1$
 $cvmp1 = mp1 * bp1 * cva1 / (mvmp1 * bvm + mcondp1 * bvml) \text{ {US$/kJ}}$
 $cmvmp1 = 1000 * bvm * cvmp1 \text{ {US$/ton}}$
 $cmcondp1 = 1000 * bvml * ccondp1 \text{ {US$/ton}}$

$cmp2 = 1000 * bp1 * cva2$
 $ccondp2 = cvmp2$
 $cvmp2 = mp2 * bp1 * cva2 / (mvmp2 * bvm + mcondp2 * bvml)$
 $cmvmp2 = 1000 * bvm * cvmp2 \text{ {US$/ton}}$
 $cmcondp2 = 1000 * bvml * ccondp2 \text{ {US$/ton}}$

$cmp3 = 1000 * bp1 * cva0$
 $ccondp3 = cvmp3$
 $cvmp3 = mp3 * bp1 * cva0 / (mvmp3 * bvm + mcondp3 * bvml)$
 $cmvmp3 = 1000 * bvm * cvmp3 \text{ {US$/ton}}$
 $cmcondp3 = 1000 * bvml * ccondp3 \text{ {US$/ton}}$

```
cm38=1000*b38*cvb  
cm39=1000*b39*cvb  
cm40=1000*b40*ccond  
cm44=1000*b44*ccond
```

ANEXO 3 - Rotina EES para a planta não amortizada pelo método da igualdade

```

{*****}
{METODO DA IGUALDADE}
{*****}
{Cálculo dos fluxos de Exergia}
{*****}

{ambiente de referência}
Tvo=25 {oC}
Pvo=100{kPa}
hvo=ENTHALPY(water;T=Tvo;P=Pvo)
svo=ENTROPY(water;T=Tvo;P=Pvo)

{água na entrada da unidade de clarificação de água}
Tab=T1
T1=T2
T2=25 {oC}
Pab=P1
P1=P2
P2=100 {kPa}
h1=ENTHALPY(Water;T=T1;P=P1)
s1=ENTROPY(Water;T=T1;P=P1)
h2=h1
s2=s1

{água na entrada da estação de bombeamento}
Taa=T3
T3=140 {oC}
Paa=P3
P3=Pvb
haa=h3
h3=ENTHALPY(Water;T=T3;P=P3)
saa=s3
s3=ENTROPY(Water;T=T3;P=P3)
b3=baa

{água na entrada do pré-aquecedor}
Taa1=T4
T4=140 {oC}
Paa1=P4
P4=12600 {kPa}
haa1=h4
h4=ENTHALPY(Water;T=T4;P=P4)
saa1=s4
s4=ENTROPY(Water;T=T4;P=P4)
b4=baa1

{vapor na saída do pré-aquecedor - retorno de condensado}
hvml=h46
h46=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pvm)
svml=s46
s46=ENTROPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pvm)
bvml=b46
b46=(hvml-hvo)-(Tvo+273)*(svml-svo)

```

{água na saída do pré-aquecedor}

Taa1a=T5
 T5=180 {oC}
 Paa1a=P5
 P5=12600 {kPa}
 haa1a=h5
 h5=ENTHALPY(Water;T=Taa1a;P=Paa1a)
 saa1a=s5
 s5=ENTROPY(Water;T=Taa1a;P=Paa1a)
 b5=baa1a

{água de alimentação da caldeira de CO}

Taa2=T6
 T6=T7
 T7=140 {oC}
 Paa2=P6
 P6=P7
 P7=14100 {kPa}
 haa2=h6
 h6=h7
 h7=ENTHALPY(Water;T=T6;P=P6)
 saa2=s6
 s6=s7
 s7=ENTROPY(Water;T=T6;P=P6)
 b6=baa2
 b7=baa2

{vapor de saída das caldeiras-vapor de alta}

Tv=Tva
 Tva=T8
 T8=T9
 T9=T10
 T10=485 {oC}

Pv=Pva
 Pva=P8
 P8=P9
 P9=P10
 P10=8720 {kPa}

hv=hva
 hva=h8
 h8=h9
 h9=h10
 h10=ENTHALPY(Steam_NBS;T=T8;P=P8)

sv=sva
 sva=s8
 s8=s9
 s9=s10
 s10=ENTROPY(Steam_NBS;T=T8;P=P8)

b8=b9
 b9=b10
 b10=b20
 b20=b21
 b21=b22

$b_{22}=b_{23}$
 $b_{23}=b_{24}$
 $b_{24}=b_{25}$
 $b_{25}=b_{va}$

{vapor de média}

$T_{vm}=T_{26}$
 $T_{26}=T_{27}$
 $T_{27}=T_{28}$
 $T_{28}=T_{29}$
 $T_{29}=T_{30}$
 $T_{30}=T_{31}$
 $T_{31}=T_{32}$
 $T_{32}=T_{33}$
 $T_{33}=285$ {oC}

$P_{vm}=P_{26}$
 $P_{26}=P_{27}$
 $P_{27}=P_{28}$
 $P_{28}=P_{29}$
 $P_{29}=P_{30}$
 $P_{30}=P_{31}$
 $P_{31}=P_{32}$
 $P_{32}=P_{33}$
 $P_{33}=1370$ {kPa}

$h_{vm}=h_{26}$
 $h_{26}=h_{27}$
 $h_{27}=h_{28}$
 $h_{28}=h_{29}$
 $h_{29}=h_{30}$
 $h_{30}=h_{31}$
 $h_{31}=h_{32}$
 $h_{32}=h_{33}$
 $h_{33}=\text{ENTHALPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vm}; P=P_{vm})$

$s_{vm}=s_{26}$
 $s_{26}=s_{27}$
 $s_{27}=s_{28}$
 $s_{28}=s_{29}$
 $s_{29}=s_{30}$
 $s_{30}=s_{31}$
 $s_{31}=s_{32}$
 $s_{32}=s_{33}$
 $s_{33}=\text{ENTROPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vm}; P=P_{vm})$

$b_{26}=b_{27}$
 $b_{27}=b_{28}$
 $b_{28}=b_{29}$
 $b_{29}=b_{30}$
 $b_{30}=b_{31}$
 $b_{31}=b_{32}$
 $b_{32}=b_{33}$
 $b_{33}=b_{vm}$

{vapor de baixa}

$T_{vb}=T_{34}$

$T_{34}=T_{35}$
 $T_{35}=T_{36}$
 $T_{36}=T_{37}$
 $T_{37}=T_{38}$
 $T_{38}=T_{39}$
 $T_{39}=200 \text{ {oC}}$

$P_{vb}=P_{34}$
 $P_{34}=P_{35}$
 $P_{35}=P_{36}$
 $P_{36}=P_{37}$
 $P_{37}=P_{38}$
 $P_{38}=P_{39}$
 $P_{39}=450 \text{ {kPa}}$

$h_{vb}=h_{34}$
 $h_{34}=h_{35}$
 $h_{35}=h_{36}$
 $h_{36}=h_{37}$
 $h_{37}=h_{38}$
 $h_{38}=h_{39}$
 $h_{39}=\text{ENTHALPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vb}; P=P_{vb})$

$s_{vb}=s_{34}$
 $s_{34}=s_{35}$
 $s_{35}=s_{36}$
 $s_{36}=s_{37}$
 $s_{37}=s_{38}$
 $s_{38}=s_{39}$
 $s_{39}=\text{ENTROPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vb}; P=P_{vb})$

$b_{34}=b_{35}$
 $b_{35}=b_{36}$
 $b_{36}=b_{37}$
 $b_{37}=b_{38}$
 $b_{38}=b_{39}$
 $b_{39}=b_{vb}$

$\{\text{condensado}\}$
 $T_{\text{cond}}=T_{40}$
 $T_{40}=T_{41}$
 $T_{41}=T_{42}$
 $T_{42}=T_{43}$
 $T_{43}=T_{44}$
 $T_{44}=T_{45}$
 $T_{45}=140 \text{ {oC}}$

$\{\text{pressão do condensado igual a pressão do vapor de baixa}\}$
 $P_{\text{cond}}=P_{vb}$
 $P_{40}=P_{vb}$
 $P_{40}=P_{41}$
 $P_{41}=P_{42}$
 $P_{42}=P_{43}$
 $P_{43}=P_{44}$

P44=P45

hcond=h40
 h40=h41
 h41=h42
 h42=h43
 h43=h44
 h44=h45
 h45=ENTHALPY(Steam_NBS;T=Tcond;P=Pcond)

scond=s40
 s40=s41
 s41=s42
 s42=s43
 s43=s44
 s44=s45
 s45=ENTROPY(Steam_NBS;T=Tcond;P=Pcond)

b40=b41
 b41=b42
 b42=b43
 b43=b44
 b44=b45
 b45=bcond

{Temperatura dos combustíveis}

{Gás combustível}

Tgc=T59
 T59=T60
 T60=T61
 T61=T62
 T62=30 {oC}

b59=b60
 b60=b61
 b61=b62
 b62=bgc

{óleo combustível}

Toc=T57
 T57=T58
 T58=165 {oC}

b57=b58
 b58=boc

{Gás CO}

TgasCO=T63
 T63=620 {oC}

PgasCO=P63
 P63=100 {kPa}
 b63=bco

{Temperaturas de referência}

TogasCO=To63

To63=25 {oC}

Togc=To59

To59=To60

To60=To61

To61=To62

To62=25 {o C}

Tooc=To57

To57=To58

To58=25 {oC}

{temperatura dos gases de escape da turbina}

Tg=T64

T64=500 {oC}

Pg=P64

P64=200 {kPa}

Tgo=To64

To64=25 {oC}

Pgo=Po64

Po64=100 {kPa}

hg=ENTHALPY(Air;T=Tg)

hgo=ENTHALPY(Air;T=Tgo)

sg=ENTROPY(Air;T=Tg;P=Pg)

sgo=ENTROPY(Air;T=Tgo;P=Pgo)

b64=bge

s64=sge

{valor do PCI do óleo combustível}

PCloc=9500*4,18 {kJ/kg}

{valor do PCI do gás combustível}

PClgc=10300*4,18/(0,662*DENSITY(Air;T=20;P=100))

{valor do PCI do gás CO (fonte: Acomb)}

PClco=350*4,18 {kJ/kg}

{valores das exergias específicas das principais correntes}

b1=(h1-hvo)-(Tvo+273)*(s1-svo)

bva=(hv-hvo)-(Tvo+273)*(sv-svo)

bvm=(hvm-hvo)-(Tvo+273)*(svm-svo)

bvb=(hvb-hvo)-(Tvo+273)*(svb-svo)

bcond=(hcond-hvo)-(Tvo+273)*(scond-svo)

baa1=(haa1-hvo)-(Tvo+273)*(saa1-svo)

baa2=(haa2-hvo)-(Tvo+273)*(saa2-svo)

baa=(haa-hvo)-(Tvo+273)*(saa-svo)

bg=(hg-hgo)-(Tgo+273)*(sg-sgo)

baa1a=(haa1a-hvo)-(Tvo+273)*(saa1a-svo)

```
{*****}
{cálculo da exergia do gás combustível}
```

```
{composição do gás combustível}
```

```
fH2gc=0,201
fCH4gc=0,405
fC2H4gc=0,145
fC2H6gc=0,162
fC3H6gc=0,016
fC3H8gc=0,005
fC4H8gc=0,004
fC4H10gc=0,005
fCOgc=0,019
fCO2gc=0,005
fN2gc=0,031
```

```
{massa molar dos componentes do gás combustível}
```

```
MMH2=2
MMCH4=16
MMC2H4=28
MMC2H6=30
MMC3H6=42
MMC3H8=44
MMC4H8=56
MMC4H10=58
MMCO=28
MMCO2=44
MMN2=28
```

```
{massa molar do gás combustível}
```

```
MMgc=fH2gc*MMH2+fCH4gc*MMCH4+fC2H4gc*MMC2H4+fC2H6gc*MMC2H6+fC3H6gc*MMC3H6+fC3H8gc*MMC3H8+fC4H8gc*MMC4H8+fC4H10gc*MMC4H10+fCOgc*MMCO+fCO2gc*MMCO2+fN2gc*MMN2
```

```
{exergia química de alguns componentes em base molar (kJ/kmol) (fonte:Szargut)}
```

```
bchC2H6=1495840
bchC3H8=2154000
bchC4H10=2805800
```

```
{cálculo da exergia de alguns componentes a partir do seu PCI}
```

```
{PCI de alguns componentes (kJ/kg) (fonte: Van Wylen)}
```

```
PCIC2H4=47088
PCIC3H6=45712
PCIC4H8=45248
```

```
{cálculo dos parâmetros "beta" para os componentes acima (fonte:Szargut)}
```

```
betaC2H4=1,0334+0,0183*(4/2)-0,0694*(1/2)
betaC3H6=1,0334+0,0183*(6/3)-0,0694*(1/3)
betaC4H8=1,0334+0,0183*(8/4)-0,0694*(1/4)
```

```
{cálculo da exergia em base molar de alguns componentes (kJ/Kmol) }
```

```
bchC2H4=PCIC2H4*betaC2H4*MMC2H4
bchC3H6=PCIC3H6*betaC3H6*MMC3H6
bchC4H8=PCIC4H8*betaC4H8*MMC4H8
```

```
bchgc=(A+B)/MMgc
```

$A = fH2gc \cdot bchH2 + fCH4gc \cdot bchCH4 + fC2H4gc \cdot bchC2H4 + fC2H6gc \cdot bchC2H6 + fC3H6gc \cdot bchC3H6 + fC3H8gc \cdot bchC3H8 + fC4H8gc \cdot bchC4H8 + fC4H10gc \cdot bchC4H10 + fCOgc \cdot bchCO + fCO2gc \cdot bchCO2 + fN2gc \cdot bchN2$

$B = 8,3145 \cdot (273 + T_{ogc}) \cdot (fH2gc \cdot \ln(fH2gc) + fCH4gc \cdot \ln(fCH4gc) + fC2H4gc \cdot \ln(fC2H4gc) + fC2H6gc \cdot \ln(fC2H6gc) + fC3H6gc \cdot \ln(fC3H6gc) + fC3H8gc \cdot \ln(fC3H8gc) + fC4H8gc \cdot \ln(fC4H8gc) + fC4H10gc \cdot \ln(fC4H10gc) + fCOgc \cdot \ln(fCOgc) + fCO2gc \cdot \ln(fCO2gc) + fN2gc \cdot \ln(fN2gc))$

$C_{pgc} = 1,881 \text{ {kJ/kg}}$

$b_{fisgc} = C_{pgc} \cdot (T_{gc} - T_{ogc}) - (T_{ogc} + 273) \cdot C_{pgc} \cdot \ln((T_{gc} + 273) / (T_{ogc} + 273))$

$b_{gc} = b_{chgc} + b_{fisgc} \text{ {kJ/kg}}$

{*****}
 {cálculo da exergia do óleo combustível}

{composição do óleo combustível (em base volumétrica)}

$fC = 0,876$

$fH = 0,109$

$fS = 0,015$

$MMoc = 11,21 \text{ {massa molecular do óleo combustível}}$

{composição do óleo combustível (em base mássica)}

$fmC = fC \cdot 12 / MMoc$

$fmH = fH \cdot 2 / MMoc$

$fmS = fS \cdot 32 / MMoc$

{cálculo do parâmetro "beta" para cálculo da exergia do óleo combustível a partir do PCI
 (fonte: Szargut)}

$\beta = 1,0401 + 0,1728 \cdot fmH / fmC + 0,2169 \cdot fmS / fmC \cdot (1 - 2,0628 \cdot fmH / fmC)$

{cálculo da exergia química do combustível}

$b_{choc} = PC_{loc} \cdot \beta$

$C_{poc} = 2,257 \text{ {kJ/kg}}$

$b_{fisoc} = C_{poc} \cdot (T_{oc} - T_{ooc}) - (T_{ooc} + 273) \cdot C_{poc} \cdot \ln((T_{oc} + 273) / (T_{ooc} + 273))$

$b_{oc} = b_{choc} + b_{fisoc} \text{ {kJ/kg}}$

{*****}
 {cálculo da exergia do gás CO}

{composição do gás CO (base volumétrica)}

$fCO2 = 0,13$

$fCO = 0,066$

$fH2 = 0,002$

$fCH4 = 0,001$

$fN2 = 0,77$

$fO2 = 0,017$

{cálculo das pressões parciais dos componentes do gás CO}

$pCO2 = fCO2 \cdot P_{gasCO}$

$pCO = fCO \cdot P_{gasCO}$

$pH2 = fH2 \cdot P_{gasCO}$

$pCH4 = fCH4 \cdot P_{gasCO}$

$pN2 = fN2 \cdot P_{gasCO}$

$pO2 = fO2 \cdot P_{gasCO}$

{exergia química dos componentes do gás CO (fonte: Szargut)}

$b_{chCO2} = 19870 \text{ {kJ/kmol}}$

$b_{chCO} = 275100 \text{ {kJ/kmol}}$

$bchH_2 = 236100 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchCH_4 = 831650 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchN_2 = 690 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchO_2 = 3970 \text{ \{kJ/kmol\}}$

{massa molecular do gás CO}

$MM_{gasCO} = 29,86 \text{ \{kg/kmol\}}$

{exergia química do gás CO}

$bchg_{gasCO} = (fCO_2 * bchCO_2 + fCO * bchCO + fH_2 * bchH_2 + fCH_4 * bchCH_4 + fN_2 * bchN_2 + fO_2 * bchO_2 + 8,3145 * 298 * (fCO_2 * \ln(fCO_2) + fCO * \ln(fCO) + fH_2 * \ln(fH_2) + fCH_4 * \ln(fCH_4) + fN_2 * \ln(fN_2) + fO_2 * \ln(fO_2))) / MM_{gasCO}$

{entalpia dos componentes do gás CO}

$hCO_2 = ENTHALPY(CO_2; T = T_{gasCO})$
 $hCO = ENTHALPY(CO; T = T_{gasCO})$
 $hH_2 = ENTHALPY(H_2; T = T_{gasCO})$
 $hCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T = T_{gasCO})$
 $hN_2 = ENTHALPY(N_2; T = T_{gasCO})$
 $hO_2 = ENTHALPY(O_2; T = T_{gasCO})$

{entalpia do gás CO}

$h_{gasCO} = fCO_2 * hCO_2 + fCO * hCO + fH_2 * hH_2 + fCH_4 * hCH_4 + fN_2 * hN_2 + fO_2 * hO_2$

{entalpia dos componentes do gás CO na temperatura de referência}

$hoCO_2 = ENTHALPY(CO_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoCO = ENTHALPY(CO; T = T_{ogasCO})$
 $hoH_2 = ENTHALPY(H_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T = T_{ogasCO})$
 $hoN_2 = ENTHALPY(N_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoO_2 = ENTHALPY(O_2; T = T_{ogasCO})$

{entalpia do gás CO na temperatura de referência}

$hog_{gasCO} = fCO_2 * hoCO_2 + fCO * hoCO + fH_2 * hoH_2 + fCH_4 * hoCH_4 + fN_2 * hoN_2 + fO_2 * hoO_2$

{entropia dos componentes do gás CO}

$sCO_2 = ENTROPY(CO_2; T = T_{gasCO}; P = pCO_2)$
 $sCO = ENTROPY(CO; T = T_{gasCO}; P = pCO)$
 $sH_2 = ENTROPY(H_2; T = T_{gasCO}; P = pH_2)$
 $sCH_4 = ENTROPY(CH_4; T = T_{gasCO}; P = pCH_4)$
 $sN_2 = ENTROPY(N_2; T = T_{gasCO}; P = pN_2)$
 $sO_2 = ENTROPY(O_2; T = T_{gasCO}; P = pO_2)$

{entropia do gás CO}

$sg_{gasCO} = fCO_2 * sCO_2 + fCO * sCO + fH_2 * sH_2 + fCH_4 * sCH_4 + fN_2 * sN_2 + fO_2 * sO_2$

{entropia dos componentes do gás CO na temperatura de referência}

$soCO_2 = ENTROPY(CO_2; T = T_{ogasCO}; P = pCO_2)$
 $soCO = ENTROPY(CO; T = T_{ogasCO}; P = pCO)$
 $soH_2 = ENTROPY(H_2; T = T_{ogasCO}; P = pH_2)$
 $soCH_4 = ENTROPY(CH_4; T = T_{ogasCO}; P = pCH_4)$
 $soN_2 = ENTROPY(N_2; T = T_{ogasCO}; P = pN_2)$
 $soO_2 = ENTROPY(O_2; T = T_{ogasCO}; P = pO_2)$

{entropia do gás CO nas condições de referência}

$sog_{gasCO} = fCO_2 * soCO_2 + fCO * soCO + fH_2 * soH_2 + fCH_4 * soCH_4 + fN_2 * soN_2 + fO_2 * soO_2$

{exergia física do gás CO}

$$b_{\text{fisgasCO}} = h_{\text{gasCO}} - h_{\text{ogasCO}} - (273 + T_{\text{ogasCO}}) * (s_{\text{gasCO}} - s_{\text{ogasCO}})$$

{exergia do gás CO}

$$b_{\text{CO}} = b_{\text{fisgasCO}} + b_{\text{chgasCO}}$$

{*****}
{Cálculo da exergia dos gases de escape das turbinas a gás}

{vazões mássicas e molares}

$$m_{\text{ar}} = 64,6 \text{ {kg/s}}$$

$$N_{\text{ar}} = m_{\text{ar}} / M_{\text{ar}} \text{ {kmol/s}}$$

$$M_{\text{ar}} = 29 \text{ {kg/kmol}}$$

$$N_{\text{gct}} = m_{\text{gct}} / M_{\text{gct}} \text{ {kmol/s}}$$

$$r = N_{\text{ar}} / N_{\text{gct}} \text{ {relação ar/ combustível em base molar}}$$

{vazão molar dos produtos}

$$N_{\text{CO2}} = f_{\text{CH4gc}} + 2 * f_{\text{C2H4gc}} + 2 * f_{\text{C2H6gc}} + 3 * f_{\text{C3H6gc}} + 3 * f_{\text{C3H8gc}} + 4 * f_{\text{C4H8gc}} + 4 * f_{\text{C4H10gc}} + f_{\text{COgc}} + f_{\text{CO2gc}}$$

$$N_{\text{H2O}} = (2 * f_{\text{H2gc}} + 4 * f_{\text{CH4gc}} + 4 * f_{\text{C2H4gc}} + 6 * f_{\text{C2H6gc}} + 6 * f_{\text{C3H6gc}} + 8 * f_{\text{C3H8gc}} + 8 * f_{\text{C4H8gc}} + 10 * f_{\text{C4H10gc}}) / 2$$

$$N_{\text{O2est}} = (2 * N_{\text{CO2}} + 1 * N_{\text{H2O}}) / 2$$

$$N_{\text{O2g}} = r * N_{\text{O2est}}$$

$$N_{\text{N2}} = r * 3,76$$

$$N_{\text{g}} = N_{\text{CO2}} + N_{\text{H2O}} + N_{\text{O2g}} + N_{\text{N2}} \text{ {kmol/s}} \text{ {vazão molar dos gases de escape}}$$

{frações molares dos componentes dos gases de escape}

$$f_{\text{CO2g}} = N_{\text{CO2}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{H2Og}} = N_{\text{H2O}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{O2g}} = N_{\text{O2g}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{N2g}} = N_{\text{N2}} / N_{\text{g}}$$

{pressões parciais dos componentes dos gases de escape das turbinas}

$$p_{\text{CO2g}} = f_{\text{CO2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{N2g}} = f_{\text{N2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{O2g}} = f_{\text{O2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{H2Og}} = f_{\text{H2Og}} * P_{\text{g}}$$

{Massa molar do gás de escape das turbinas}

$$M_{\text{Mg}} = f_{\text{CO2g}} * 44 + f_{\text{H2Og}} * 18 + f_{\text{O2g}} * 32 + f_{\text{N2g}} * 28$$

{exergia química do vapor d'água. Os valores dos outros componentes já foram apresentados no gás CO Fonte: Szargut}

$$b_{\text{chH2O}} = 9500 \text{ {kJ/kmol}}$$

{exergia química do gás de escape das turbinas}

$$b_{\text{chg}} = (f_{\text{CO2g}} * b_{\text{chCO2}} + f_{\text{H2Og}} * b_{\text{chH2O}} + f_{\text{N2g}} * b_{\text{chN2}} + f_{\text{O2g}} * b_{\text{chO2}} + 8,3145 * 298 * (f_{\text{CO2g}} * \ln(f_{\text{CO2g}}) + f_{\text{N2g}} * \ln(f_{\text{N2g}}) + f_{\text{O2g}} * \ln(f_{\text{O2g}}) + f_{\text{H2Og}} * \ln(f_{\text{H2Og}}))) / M_{\text{Mg}}$$

{exergia física do gás de escape das turbinas}

{entalpia dos componentes do gás de escape das turbinas}

$$h_{\text{CO2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{CO2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{N2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{N2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{O2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{O2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{H2Og}} = \text{ENTHALPY}(\text{H2O}; T = T_{\text{g}})$$

{entalpia do gás de escape das turbinas}

$$hge=fCO2g*hoCO2g+fN2g*hoN2g+fO2g*hoO2g+fH2Og*hoH2Og$$

{entalpia dos componentes do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$hoCO2g=ENTHALPY(CO2;T=Tgo)$$

$$hoN2g=ENTHALPY(N2;T=Tgo)$$

$$hoO2g=ENTHALPY(O2;T=Tgo)$$

$$hoH2Og=ENTHALPY(H2O;T=Tgo)$$

{entalpia do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$hoge=fCO2g*hoCO2g+fN2g*hoN2g+fO2g*hoO2g+fH2Og*hoH2Og$$

{entropia dos componentes do gás de escape das turbinas}

$$sCO2g=ENTROPY(CO2;T=Tg;P=pCO2g)$$

$$sN2g=ENTROPY(N2;T=Tg;P=pN2g)$$

$$sO2g=ENTROPY(O2;T=Tg;P=pO2g)$$

$$sH2Og=ENTROPY(H2O;T=Tg;P=pH2Og)$$

{entropia do gás de escape das turbinas}

$$sge=fCO2g*sCO2g+fN2g*sN2g+fO2g*sO2g+fH2Og*sH2Og$$

{entropia dos componentes do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$soCO2g=ENTROPY(CO2;T=Tgo;P=pCO2g)$$

$$soN2g=ENTROPY(N2;T=Tgo;P=pN2g)$$

$$soO2g=ENTROPY(O2;T=Tgo;P=pO2g)$$

$$soH2Og=ENTROPY(H2O;T=Tgo;P=pH2Og)$$

{entropia do gás de escape das turbinas nas condições de referência}

$$soge=fCO2g*soCO2g+fN2g*soN2g+fO2g*soO2g+fH2Og*soH2Og$$

{exergia física do gás de escape das turbinas}

$$bfisge=hge-hoge-(273+Tgo)*(sge-soge)$$

{exergia do gás de escape das turbinas}

$$bge=bfisge+bchg$$

{*****}
{Balanços de custos e cálculos de rendimento exergético}
{*****}

{rendimento exergético total da planta de utilidades}

$$nextotal=(m1*(b39-b1)+W47+W48+W49+W50+W51+W52+W53-W54-W55-W56)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

$$nextotal2=nexcaldco*fcaldco+ nexcaldr*fcaldr+ nexeb*feb+ nexgv*fgv+ nexpa*fpa+ nextv1*ftv1+ nextv2*ftv2+ nextv3*ftv3+ nextv4*ftv4+ nextv5*ftv5+ nextv6*ftv6+ nexttg*ftg$$

{exergia destruída na planta de utilidades}

$$ltotal=(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)-(m1*(b39-b1)+W47+W48+W49+W50+W51+W52+W53-W54-W55-W56) \{kW\}$$

{*****}
{Para o calculo do custo médio do vapor de alta}

{valores dos custos específicos dos principais insumos}

$$coc=1,08/(CAMBIOdolar*boc)\{US\$/kJ\}$$

$$CAMBIOdolar=2,2$$

$cgc=0,3598/bgc \{US\$/kJ\}$
 $cco=0,0075/bco \{US\$/kJ\}$
 $feeg=1 \{ \text{fração da demanda de energia elétrica da refinaria que é gerada no setor de utilidades} \}$
 $feec=0 \{ \text{fração da demanda de energia elétrica da refinaria que é comprada da rede} \}$
 $cmelrede=50 \{US\$/MW.h\}$
 $celrede=50/(1000*3600) \{US\$/kJ\}$
 $cel=feeg*celger+feec*celrede$
 $cmel=cel*1000*3600 \{US\$/MW.h\}$

$\{ \text{balanço de custos para a turbina a gás} \}$

$mgct=m62$
 $m62=9/3,6 \{kg/s\}$
 $mg=m64$
 $m64=450/3,6 \{kg/s\}$
 $Wet=W53$
 $W53=37600 \{kW\}$
 $Ctg=0,2 \{US\$/s\}$

$cel0=(mgct*bgc*cgc+Ctg)/(Wet+mg*bge)$
 $c64=cel0 \{ \text{critério da igualdade} \}$
 $cmg=1000*c64*bge \{US\$/MW.h\}$

$\{ \text{rendimento exergético da turbina a gás} \}$

$nextg=(Wet+mg*bge)/(mgct*bgc)$

$\{ \text{fator f da turbina a gás} \}$

$ftg=(mgct*bgc)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

$\{ \text{exergia destruída na turbina a gás} \}$

$ltg=(mgct*bgc)-(Wet+mg*bge) \{kW\}$

$\{ \text{taxa de irreversibilidade da turbina a gás} \}$

$rtg=ltg/ltotal$

$\{ \text{fator exergoeconomico da a turbina a gás} \}$

$Etg=Ctg/(cgc*ltg+Ctg)$

$\{ \text{balanço de custos para a caldeira de recuperação} \}$

$mgcc=m61$
 $m61=7,2/3,6 \{kg/s\}$
 $maa0=m7$
 $m7=160/3,6 \{kg/s\}$
 $mva0=m10$
 $m10=158,36/3,6 \{kg/s\}$
 $Ccaldr=0,12500 \{US\$/s\}$
 $cva0=(mgcc*bgc*cgc+maa0*baa2*caa2+mg*bge*c64+Ccaldr)/(mp3*bp1+mva0*bva)$
 $\{US\$/kJ\}$
 $cmva0=1000*cva0*bva \{US\$/ton\}$

$\{ \text{rendimento exergético da caldeira de recuperação} \}$

$nexcaldr=(mva0*(bva-baa2)+mp3*bp1)/(mg*bge+mgcc*bgc)$

$\{ \text{fator f da caldeira de recuperação} \}$

$fcaldr=(mg*bge+mgcc*bgc)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

$\{ \text{exergia destruída na caldeira de recuperação} \}$

$lcaldr=(mg*bge+mgcc*bgc)-(mva0*(bva-baa2)+mp3*bp1) \{kW\}$

{taxa de irreversibilidade da caldeira de recuperação }

$$rcaldr = lcaldr / ltotal$$

{fator exergoeconomico da caldeira de recuperação }

$$Ecaldr = Ccaldr / ((cgc + c64) * lcaldr + Ccaldr)$$

{balanço de custos para o GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C}

$$moc1 = m57$$

$$m57 = 6,24 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$mgc1 = m59$$

$$m59 = 2 * 1000 / 3600 \{kg/h\}$$

$$mva1 = m8$$

$$m8 = 117 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$maa1 = m5$$

$$m4 = m5$$

$$m5 = 120,6 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$Cgv = 0,08350 \{US\$/s\}$$

$$Wel1 = W54$$

$$W54 = 400$$

$$cva1 = (moc1 * boc * coc + mgc1 * bgc * cgc + Wel1 * cel + maa1 * baa1a * caa1a + Cgv) / (mva1 * bva + mp1 * bp1) \{US\$/kJ\}$$

$$cmva1 = 1000 * cva1 * bva \{US\$/kg\}$$

{rendimento exergético do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C}

$$nexgv = (mva1 * (bva - baa1) + mp1 * bp1) / (moc1 * boc + mgc1 * bgc)$$

{fator f do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$fgv = (moc1 * boc + mgc1 * bgc) / (boc * (m57 + m58) + bgc * (m59 + m60 + m61 + m62) + bco * m63)$$

{exergia destruída do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$lgv = (moc1 * boc + mgc1 * bgc) - (mva1 * (bva - baa1) + mp1 * bp1) \{kW\}$$

{taxa de irreversibilidade do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$rgv = lgv / ltotal$$

{fator exergoeconomico do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$Egv = Cgv / ((cgc + coc) * lgv + Cgv)$$

{balanço de custos para o GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$moc2 = m58$$

$$m58 = 2 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$mco2 = m63$$

$$m63 = 450 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$mgc2 = m60$$

$$m60 = 3,5 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$mva2 = m9$$

$$m9 = 276 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$maa2 = m6$$

$$m6 = 284,3 / 3,6$$

$$Ccaldco = 0,05580 \{US\$/s\}$$

$$Wel2 = W55$$

$$W55 = 691$$

$$cva2 = (moc2 * boc * coc + mgc2 * bgc * cgc + mco2 * bco * cco + Wel2 * cel + maa2 * baa2 * caa + Ccaldco) / (mva2 * bva + mp2 * bp1) \{US\$/kJ\}$$

$$cmva2 = 1000 * cva2 * bva \{US\$/ton\}$$

{rendimentos exergético do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$\text{nexcaldco} = (\text{mva2} * (\text{bva} - \text{baa2}) + \text{mp2} * \text{bp1}) / (\text{moc2} * \text{boc} + \text{mgc2} * \text{bgc} + \text{mco2} * \text{bco})$$

{fator f do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$\text{fcaldco} = (\text{moc2} * \text{boc} + \text{mgc2} * \text{bgc} + \text{mco2} * \text{bco}) / (\text{boc} * (\text{m57} + \text{m58}) + \text{bgc} * (\text{m59} + \text{m60} + \text{m61} + \text{m62}) + \text{bco} * \text{m63})$$

{exergia destruída do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$\text{lcaldco} = (\text{moc2} * \text{boc} + \text{mgc2} * \text{bgc} + \text{mco2} * \text{bco}) - (\text{mva2} * (\text{bva} - \text{baa2}) + \text{mp2} * \text{bp1}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$\text{rcaldco} = \text{lcaldco} / \text{ltotal}$$

{fator exergoeconomico do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$\text{Ecaldco} = \text{Ccaldco} / ((\text{cgc} + \text{coc} + \text{cco}) * \text{lcaldco} + \text{Ccaldco})$$

{cálculo do custo mássico médio do vapor de alta}

$$\text{cva} = (\text{mva0} * \text{bva} * \text{cva0} + \text{mva1} * \text{bva} * \text{cva1} + \text{mva2} * \text{bva} * \text{cva2}) / (\text{mva0} * \text{bva} + \text{mva1} * \text{bva} + \text{mva2} * \text{bva})$$

{US\$/kJ}

$$\text{cmva} = 1000 * \text{cva} * \text{bva} \text{ {US$/ton}}$$

{*****}

{Para o calculo do custo médio do vapor de média}

{balanço de custos para o turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C}

$$\text{mva1} = \text{m20}$$

$$\text{m20} = 219/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}}$$

$$\text{mvmt1} = \text{m26}$$

$$\text{m26} = 189/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}}$$

$$\text{mcond1} = \text{m43}$$

$$\text{m43} = 30/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de condensado na saída da turbina}}$$

$$\text{Wet1} = \text{W47}$$

$$\text{W47} = 19200 \text{ {kW}} \text{ {potência elétrica gerada pelo turbo-gerador}}$$

$$\text{Ctv1} = 0,00476 \text{ {US$/s}}$$

{custo do vapor de média}

$$\text{cvm1} = (\text{mva1} * \text{cva} * \text{bva} + \text{Ctv1}) / (\text{Wet1} + \text{mvmt1} * \text{bvm} + \text{mcond1} * \text{bcond}) \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{cmvm1} = 1000 * \text{cvm1} * \text{bvm} \text{ {US$/ton}}$$

{custo da eletricidade gerada}

$$\text{cetv1} = \text{cvm1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{cmetev1} = \text{cetv1} * 1000 * 3600 \text{ {US$/MW.h}}$$

{custo do condensado}

$$\text{ccond1} = \text{cvm1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{cmcond1} = 1000 * \text{ccond1} * \text{bcond} \text{ {US$/ton}}$$

{rendimento exergético do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$\text{nextv1} = (\text{W47} + \text{m43} * \text{b43} + \text{m26} * \text{b26}) / (\text{m20} * \text{bva})$$

{fator f do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$\text{ftv1} = (\text{m20} * \text{bva}) / (\text{boc} * (\text{m57} + \text{m58}) + \text{bgc} * (\text{m59} + \text{m60} + \text{m61} + \text{m62}) + \text{bco} * \text{m63})$$

{exergia destruída do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$\text{ltv1} = (\text{m20} * \text{bva}) - (\text{W47} + \text{m43} * \text{b43} + \text{m26} * \text{b26}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$\text{rtv1} = \text{ltv1} / \text{ltotal}$$

{fator exergoeconomico do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$E_{tv1} = C_{tv1} / ((cva) * I_{tv1} + C_{tv1})$$

{balanço de custos para turbo-compressor SP-2250}

$$\begin{aligned} m_{vat2} &= m_{21} \\ m_{21} &= 115/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}} \\ m_{vmt2} &= m_{27} \\ m_{27} &= 110/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}} \\ m_{cond2} &= m_{42} \\ m_{42} &= 5/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de condensado na saída da turbina}} \\ W_{t2} &= W_{48} \\ W_{48} &= 12000 \text{ {kW}} \text{ {trabalho produzido pela turbina}} \\ C_{tv2} &= 0,00457 \text{ {US$/s}} \\ \text{{custo do vapor de média}} \\ c_{vm2} &= (m_{vat2} * c_{va} * b_{va} + C_{tv2}) / (W_{t2} + m_{vmt2} * b_{vm} + m_{cond2} * b_{cond}) \text{ {US$/kJ}} \\ c_{mvm2} &= 1000 * c_{vm2} * b_{vm} \text{ {US$/ton}} \\ \text{{custo do condensado}} \\ c_{cond2} &= c_{vm2} \text{ {US$/kJ}} \\ c_{mcond2} &= 1000 * c_{cond2} * b_{cond} \text{ {US$/ton}} \\ \text{{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}} \\ c_{etv2} &= c_{vm2} \text{ {US$/kJ}} \end{aligned}$$

{rendimento exergético do turbo-compressor SP-2250}

$$nextv2 = (W_{48} + m_{42} * b_{42} + m_{27} * b_{27}) / (m_{21} * b_{va})$$

{fator f do turbo-compressor SP-2250}

$$ftv2 = (m_{21} * b_{va}) / (b_{oc} * (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} * (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} * m_{63})$$

{exergia destruída do turbo-compressor SP-2250}

$$I_{tv2} = (m_{21} * b_{va}) - (W_{48} + m_{42} * b_{42} + m_{27} * b_{27}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-compressor SP-2250}

$$rtv2 = I_{tv2} / I_{total}$$

{fator exergoeconomico do turbo-compressor SP-2250}

$$E_{tv2} = C_{tv2} / ((cva) * I_{tv2} + C_{tv2})$$

{balanço de custos para o turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$\begin{aligned} m_{vat3} &= m_{23} \\ m_{23} &= 130/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}} \\ m_{vmt3} &= m_{28} \\ m_{28} &= 130/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}} \\ W_{t3} &= W_{50} \\ W_{50} &= 12000 \text{ {kW}} \text{ {trabalho produzido pela turbina}} \\ C_{tv3} &= 0,00457 \text{ {US$/s}} \\ \text{{custo do vapor de média}} \\ c_{vm3} &= (m_{vat3} * c_{va} * b_{va} + C_{tv3}) / (W_{t3} + m_{vmt3} * b_{vm}) \text{ {US$/kJ}} \\ c_{mvm3} &= 1000 * c_{vm3} * b_{vm} \text{ {US$/ton}} \\ \text{{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}} \\ c_{etv3} &= c_{vm3} \text{ {US$/kJ}} \end{aligned}$$

{rendimento exergético do o turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$nextv3 = (W_{50} + m_{28} * b_{28}) / (m_{23} * b_{va})$$

{fator f do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$ftv3 = (m_{23} * b_{va}) / (b_{oc} * (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} * (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} * m_{63})$$

{exergia destruída do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$l_{tv3} = (m_{23} \cdot b_{va}) - (W_{50} + m_{28} \cdot b_{28}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$r_{tv3} = l_{tv3} / l_{total}$$

{fator exergoeconomico do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$E_{tv3} = C_{tv3} / ((c_{va}) \cdot l_{tv3} + C_{tv3})$$

{balanço de custos para a válvula de redução de pressão de alta para pressão de média}

$$m_{vav} = m_{25}$$

$$m_{29} = m_{25}$$

$$m_{25} = 20/3,6 \text{ {kg/s}}$$

$$c_{vm4} = (b_{va} \cdot c_{va}) / b_{vm} \text{ {US$/kJ}}$$

$$c_{mvm4} = 1000 \cdot c_{vm4} \cdot b_{vm} \text{ {US$/ton}}$$

{cálculo do custo mássico médio do vapor de média}

$$c_{vm} = (m_{vmt1} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm1} + m_{vmt2} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm2} + m_{vmt3} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm3} + m_{vav} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm4} + m_{vmp1} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp1} + m_{vmp2} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp2} + m_{vmp3} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp3}) / (m_{vmt1} \cdot b_{vm} + m_{vmt2} \cdot b_{vm} + m_{vmt3} \cdot b_{vm} + m_{vav} \cdot b_{vm} + m_{vmp1} \cdot b_{vm} + m_{vmp2} \cdot b_{vm} + m_{vmp3} \cdot b_{vm}) \text{ {US$/kJ}}$$

$$c_{mvm} = 1000 \cdot c_{vm} \cdot b_{vm} \text{ {US$/ton}}$$

{*****}

{Para o cálculo do custo médio do vapor de baixa}

{balanço de custos para turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa}

$$m_{vat4} = m_{24}$$

$$m_{35} = m_{24}$$

$$m_{24} = 29/3,6 \text{ {kg/s}}$$

$$W_{t4} = W_{51}$$

$$W_{51} = 2900 \text{ {kW}}$$

$$C_{tv4} = 0,00425 \text{ {US$/s}}$$

{custo do vapor de baixa}

$$c_{vb1} = (m_{vat4} \cdot b_{va} \cdot c_{va} + C_{tv4}) / (W_{t4} + m_{vat4} \cdot b_{vb}) \text{ {US$/kJ}}$$

$$c_{mvb1} = 1000 \cdot c_{vb1} \cdot b_{vb} \text{ {US$/ton}}$$

{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}

$$c_{etv4} = c_{vb1} \text{ {US$/kJ}}$$

{rendimento exergético da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }

$$nextv4 = (W_{51} + m_{24} \cdot b_{35}) / (m_{24} \cdot b_{va})$$

{fator f da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }

$$f_{tv4} = (m_{24} \cdot b_{va}) / (b_{oc} \cdot (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} \cdot (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} \cdot m_{63})$$

{exergia destruída da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }

$$l_{tv4} = (m_{24} \cdot b_{va}) - (W_{51} + m_{24} \cdot b_{35}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }

$$r_{tv4} = l_{tv4} / l_{total}$$

{fator exergoeconomico da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa }

$$E_{tv4} = C_{tv4} / ((c_{va}) \cdot l_{tv4} + C_{tv4})$$

{balanço de custos para turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa}

$$m_{vmt5} = m_{31}$$

$$m_{34} = m_{31}$$

```

m31=353/3,6 {kg/s}
Wt5=W52
W52=9207 {kW}
Ctv5= 0,00449 {US$/s}
{custo do vapor de baixa}
cvb2=(mvmt5*bvm*cvm+Ctv5)/(Wt5+mvmt5*bvb) {US$/kJ}
cmvb2=1000*cvb2*bvb {US$/ton}
{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
cetv5=cvb2 {US$/kJ}

{rendimento exergético da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
nextv5=(W52+m31*b34)/(m31*b31)

{fator f da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
ftv5=(m31*b31)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)

{exergia destruída da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
ltv5=(m31*b31)-(W52+m31*b34) {kW}

{taxa de irreversibilidade da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
rtv5=ltv5/ltotal

{fator exergoeconomico da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
Etv5=Ctv5/((cvm)*ltv5+Ctv5)

{balanço de custos para válvula de redução de pressão de média para pressão de baixa}
mvmv=m32
m32=m36
m32=0/3,6 {kg/s}
cvb3=(bvm*cvm)/bvb {US$/kJ}
cmvb3=1000*cvb3*bvb {US$/ton}

{cálculo do custo mássico médio do vapor de baixa}
cvb=(mvat4*bvb*cvb1+mvmt5*bvb*cvb2+mvmv*bvb*cvb3)/(mvat4*bvb+mvmt5*bvb+mvmv*bvb) {US$/kJ}
cmvb=1000*cvb*bvb {US$/ton}

{*****}
{Continuação do cálculo do custo da eletricidade gerada na refinaria}

{balanço de custos para o turbo-gerador SP-2201}
mvat6=m22
m22=40/3,6 {kg/s}{vazão de vapor de alta na entrada da turbina}
mcond6=m41
m41=40/3,6{kg/s} {vazão de condensado na saída da turbina}
Wt6=W49
W49=10000{kW} {trabalho produzido pela turbina}
Ctv6= 0,00451 {US$/s}
{custo do condensado}
ccond6=(mvat6*bva*cva+Ctv6)/(mcond6*bcond+Wt6){US$/kJ}
cmcond6=1000*ccond6*bcond {US$/ton}
{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
cetv6=ccond6 {US$/kJ}

{rendimento exergético do turbo-gerador SP-2201}

```

$$\text{nextv6} = (W49 + m41 * b41) / (m22 * bva)$$

{fator f do turbo-gerador SP-2201}

$$\text{ftv6} = (m22 * bva) / (boc * (m57 + m58) + bgc * (m59 + m60 + m61 + m62) + bco * m63)$$

{exergia destruída do turbo-gerador SP-2201}

$$\text{ltv6} = (m22 * bva) - (W49 + m41 * b41) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-gerador SP-2201}

$$\text{rtv6} = \text{ltv6} / \text{ltotal}$$

{fator exergoeconomico do turbo-gerador SP-2201}

$$\text{Etv6} = \text{Ctv6} / ((\text{cva}) * \text{ltv6} + \text{Ctv6})$$

{cálculo do custo da eletricidade gerada na refinaria}

$$\text{celger} = (Wet1 * \text{cetv1} + Wt2 * \text{cetv2} + Wt3 * \text{cetv3} + Wt4 * \text{cetv4} + Wt5 * \text{cetv5} + Wt6 * \text{cetv6}) / (Wet1 + Wt2 + Wt3 + Wt4 + Wt5 + Wt6)$$

$$\text{cmelger} = \text{celger} * 1000 * 3600 \text{ {US$/MW.h}}$$

{*****}

{cálculo do custo mássico médio do condensado}

$$\text{ccond} = (mcond6 * bcond * ccond6 + mcond1 * bcond * ccond1 + mcond2 * bcond * ccond2 + mcondp1 * bvml * ccondp1 + mcondp2 * bvml * ccondp2 + mcondp3 * bvml * ccondp3) / (mcond6 * bcond + mcond1 * bcond + mcond2 * bcond + (mcondp1 + mcondp2 + mcondp3) * bvml) \text{ {US$/kJ}}$$

$$\text{cmcond} = 1000 * \text{ccond} * bcond \text{ {US$/ton}}$$

{*****}

{balanço de custos para a unidade de clarificação de água}

$$\text{mab} = m1$$

$$m1 = 282,4/3,6 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{msa} = 31,91/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{mcl} = 11,63/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{cab} = 0$$

$$\text{csa} = 0,20 \text{ {US$/kg}}$$

$$\text{ccl} = 0,74 \text{ {US$/kg}}$$

$$\text{macl} = \text{mab} + \text{msa} + \text{mcl}$$

$$\text{cacl} = 1000 * (\text{mab} * \text{cab} + \text{msa} * \text{csa} + \text{mcl} * \text{ccl}) / \text{macl} \text{ {US$/ton}}$$

{balanço de custos para unidade de desmineralização}

$$\text{mas} = 61,02/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{msc} = 93,2/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{cas} = 0,13 \text{ {US$/kg}}$$

$$\text{csc} = 0,52 \text{ {US$/kg}}$$

$$\text{mades} = m2$$

$$\text{mades} = \text{macl} + \text{mas} + \text{msc}$$

$$\text{cades} = 1000 * (\text{macl} * \text{cacl} / 1000 + \text{mas} * \text{cas} + \text{msc} * \text{csc}) / \text{mades} \text{ {US$/ton}}$$

{balanço massa e energia no desaerador}

$$\text{maa} = m3$$

$$\text{maa} = 564,8/3,6 \text{ {kg/s}}$$

$$\text{madesd} = \text{mades}$$

$$\text{hades} = \text{hvo}$$

$$\text{mvbd} = m45$$

$$\text{mvbd} = \text{maa} - \text{madesd} - \text{mcond}$$

$$\text{mcond} = m38$$

$$mcond=(maa*hcond-mvbd*hvb-madesd*hades)/hcond \text{ {kg/s}}$$

{balanço de custos no desaerador}

$$mhid=0,25/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$chid=3,06 \text{ {US$/kg}}$$

$$mmor=1,27/3600 \text{ {kg/s}}$$

$$cmor=3,77 \text{ {US$/kg}}$$

$$cmaa=(madesd*cades+mcond*cmcond+mvbd*cmvb+mhid*chid*1000+mmor*cmor*1000)/$$

$$maa \text{ {US$/ton}}$$

$$caa=cmaa/(1000*baa)$$

{balanço de custos na estação de bombeamento da água das caldeiras}

$$Wb=W56$$

$$Wb=3300 \text{ {kW}}$$

$$caa1=c4$$

$$caa2=c6$$

$$caa2=c7$$

$$caa1=caa2$$

$$caa2=(maa*baa*caa+Wb*cel)/(maa1*baa1+maa2*baa2)$$

$$cmaa2=caa2*baa2*1000 \text{ {US$/ton}}$$

$$cmaa1=caa1*baa1*1000 \text{ {US$/ton}}$$

{rendimento exergético da estação de bombeamento}

$$nexeb=(m5*b5+m4*b4)/(W56+m3*b3)$$

{fator f da estação de bombeamento}

$$feb=(W56+m3*b3)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

{exergia destruída da estação de bombeamento}

$$leb=(W56+m3*b3)-(m5*b5+m4*b4) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade da estação de bombeamento}

$$reb=leb/ltotal$$

{Balanço de energia no pré-aquecedor de água do Gv equivalente aos GVs 6301 A,B e C}

$$mvmaq=m46$$

$$mvmaq=m33$$

$$mvmaq=maa1*(haa1a-haa1)/(hvm-hvml) \text{ {kg/s}}$$

{Balanço de custos no pré-aquecedor de água do Gv equivalente aos GVs 6301 A,B e C}

$$caa1a=(maa1*baa1*caa1+mvmaq*cvm*(bvm-bvml))/(baa1a*maa1) \text{ {US$/kJ}}$$

$$cmaa1a=1000*caa1a*baa1a \text{ {US$/ton}}$$

$$cm46=1000*cvm*bvml \text{ {US$/ton}}$$

{rendimento exergético do pré-aquecedor de água }

$$nexpa=(m46*b46+m5*b5)/(m4*b4+m33*b33)$$

{fator f da estação do pré-aquecedor de água }

$$fpa=(m4*b4+m33*b33)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

{exergia destruída do pré-aquecedor de água }

$$lpa=(m4*b4+m33*b33)-(m46*b46+m5*b5) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do pré-aquecedor de água }

$$rpa=lpa/ltotal$$

{somatória das taxas de irreversibilidade}

$rtotal = rtv1 + rtv2 + rtv3 + rtv4 + rtv5 + rtv6 + rgv + rtg + rcaldr + rcaldco + reb + rpa$

{somatória dos fatores fi}

$ftotal = ftv1 + ftv2 + ftv3 + ftv4 + ftv5 + ftv6 + fgv + ftg + fcaldr + fcaldco + feb + fpa$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras a óleo}

$Pp1 = P11$

$Pp1 = Pv + 400$ {kPa}

$Tp1 = T11$

$Tp1 = \text{TEMPERATURE}(\text{Steam_NBS}; x = 0,0001; P = Pp1)$

$hp1 = h11$

$hp1 = \text{ENTHALPY}(\text{Steam_NBS}; x = 0,0001; P = Pp1)$

$sp1 = s11$

$sp1 = \text{ENTROPY}(\text{Steam_NBS}; x = 0,0001; P = Pp1)$

$bp1 = b11$

$bp1 = (hp1 - hvo) - (Tvo + 273) * (sp1 - svo)$

$mp1 = m11$

$mp1 = 3,6/3,6$ {kg/s}

$mcondp1 = m13$

$mvmp1 = m12$

$mcondp1 = mp1 - mvmp1$ {balanço de massa}

$mvmp1 = (mp1 * hp1 - mcondp1 * hvml) / hvm$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras de CO}

$mp2 = m14$

$mp2 = 8,3/3,6$ {kg/s}

$mcondp2 = m16$

$mcondp2 = mp2 - mvmp2$ {balanço de massa}

$mvmp2 = m15$

$mvmp2 = (mp2 * hp1 - mcondp2 * hvml) / hvm$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras de recuperação}

$mp3 = m17$

$mp3 = 1,64/3,6$ {kg/s}

$mcondp3 = m19$

$mcondp3 = mp3 - mvmp3$ {balanço de massa}

$mvmp3 = m18$

$mvmp3 = (mp3 * hp1 - mcondp3 * hvml) / hvm$

{balanço de custos dos separadores da água de purga das caldeiras}

$cmp1 = 1000 * bp1 * cva1$

$ccondp1 = cvmp1$

$cvmp1 = mp1 * bp1 * cva1 / (mvmp1 * bvm + mcondp1 * bvml)$ {US\$/kJ}

$cmvmp1 = 1000 * bvm * cvmp1$ {US\$/ton}

$cmcondp1 = 1000 * bvml * ccondp1$ {US\$/ton}

$cmp2 = 1000 * bp1 * cva2$

$ccondp2 = cvmp2$

$cvmp2 = mp2 * bp1 * cva2 / (mvmp2 * bvm + mcondp2 * bvml)$

$cmvmp2 = 1000 * bvm * cvmp2$ {US\$/ton}

$cmcondp2 = 1000 * bvml * ccondp2$ {US\$/ton}

$cmp3 = 1000 * bp1 * cva0$

$ccondp3 = cvmp3$

```
cvmp3=mp3*bp1*cva0/(mvmp3*bvm+mcondp3*bvml)  
cmvmp3=1000*bvm*cvmp3 {US$/ton}  
cmcondp3=1000*bvml*ccondp3 {US$/ton}
```

```
cm38=1000*b38*cvb  
cm39=1000*b39*cvb  
cm40=1000*b40*ccond  
cm44=1000*b44*ccond
```

ANEXO 4 - Rotina EES para a planta não amortizada pelo método da extração

```

{*****}
{METODO DA EXTRAÇÃO}
{*****}
{Cálculo dos fluxos de Exergia}
{*****}

{ambiente de referência}
Tvo=25 {oC}
Pvo=100{kPa}
hvo=ENTHALPY(water;T=Tvo;P=Pvo)
svo=ENTROPY(water;T=Tvo;P=Pvo)

{água na entrada da unidade de clarificação de água}
Tab=T1
T1=T2
T2=25 {oC}
Pab=P1
P1=P2
P2=100 {kPa}
h1=ENTHALPY(Water;T=T1;P=P1)
s1=ENTROPY(Water;T=T1;P=P1)
h2=h1
s2=s1

{água na entrada da estação de bombeamento}
Taa=T3
T3=140 {oC}
Paa=P3
P3=Pvb
haa=h3
h3=ENTHALPY(Water;T=T3;P=P3)
saa=s3
s3=ENTROPY(Water;T=T3;P=P3)
b3=baa

{água na entrada do pré-aquecedor}
Taa1=T4
T4=140 {oC}
Paa1=P4
P4=12600 {kPa}
haa1=h4
h4=ENTHALPY(Water;T=T4;P=P4)
saa1=s4
s4=ENTROPY(Water;T=T4;P=P4)
b4=baa1

{vapor na saída do pré-aquecedor - retorno de condensado}
hvml=h46
h46=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pvm)
svml=s46
s46=ENTROPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pvm)
bvml=b46
b46=(hvml-hvo)-(Tvo+273)*(svml-svo)

{água na saída do pré-aquecedor}

```

```

Taa1a=T5
T5=180 {oC}
Paa1a=P5
P5=12600 {kPa}
haa1a=h5
h5=ENTHALPY(Water;T=Taa1a;P=Paa1a)
saa1a=s5
s5=ENTROPY(Water;T=Taa1a;P=Paa1a)
b5=baa1a

{água de alimentação da caldeira de CO}
Taa2=T6
T6=T7
T7=140 {oC}
Paa2=P6
P6=P7
P7=14100 {kPa}
haa2=h6
h6=h7
h7=ENTHALPY(Water;T=T6;P=P6)
saa2=s6
s6=s7
s7=ENTROPY(Water;T=T6;P=P6)
b6=baa2
b7=baa2

{vapor de saída das caldeiras-vapor de alta}
Tv=Tva
Tva=T8
T8=T9
T9=T10
T10=485 {oC}

Pv=Pva
Pva=P8
P8=P9
P9=P10
P10=8720 {kPa}

hv=hva
hva=h8
h8=h9
h9=h10
h10=ENTHALPY(Steam_NBS;T=T8;P=P8)

sv=sva
sva=s8
s8=s9
s9=s10
s10=ENTROPY(Steam_NBS;T=T8;P=P8)

b8=b9
b9=b10
b10=b20
b20=b21
b21=b22
b22=b23
b23=b24

```

b24=b25
b25=bva

{vapor de média}

Tvm=T26
T26=T27
T27=T28
T28=T29
T29=T30
T30=T31
T31=T32
T32=T33
T33=285 {oC}

Pvm=P26
P26=P27
P27=P28
P28=P29
P29=P30
P30=P31
P31=P32
P32=P33
P33=1370 {kPa}

hvm=h26
h26=h27
h27=h28
h28=h29
h29=h30
h30=h31
h31=h32
h32=h33
h33=ENTHALPY(Steam_NBS;T=Tvm;P=Pvm)

svm=s26
s26=s27
s27=s28
s28=s29
s29=s30
s30=s31
s31=s32
s32=s33
s33=ENTROPY(Steam_NBS;T=Tvm;P=Pvm)

b26=b27
b27=b28
b28=b29
b29=b30
b30=b31
b31=b32
b32=b33
b33=bvm

{vapor de baixa}

Tvb=T34
T34=T35
T35=T36

$T_{36}=T_{37}$
 $T_{37}=T_{38}$
 $T_{38}=T_{39}$
 $T_{39}=200 \text{ {oC}}$

$P_{vb}=P_{34}$
 $P_{34}=P_{35}$
 $P_{35}=P_{36}$
 $P_{36}=P_{37}$
 $P_{37}=P_{38}$
 $P_{38}=P_{39}$
 $P_{39}=450 \text{ {kPa}}$

$h_{vb}=h_{34}$
 $h_{34}=h_{35}$
 $h_{35}=h_{36}$
 $h_{36}=h_{37}$
 $h_{37}=h_{38}$
 $h_{38}=h_{39}$
 $h_{39}=\text{ENTHALPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vb}; P=P_{vb})$

$s_{vb}=s_{34}$
 $s_{34}=s_{35}$
 $s_{35}=s_{36}$
 $s_{36}=s_{37}$
 $s_{37}=s_{38}$
 $s_{38}=s_{39}$
 $s_{39}=\text{ENTROPY}(\text{Steam_NBS}; T=T_{vb}; P=P_{vb})$

$b_{34}=b_{35}$
 $b_{35}=b_{36}$
 $b_{36}=b_{37}$
 $b_{37}=b_{38}$
 $b_{38}=b_{39}$
 $b_{39}=b_{vb}$

$\text{{condensado}}$
 $T_{\text{cond}}=T_{40}$
 $T_{40}=T_{41}$
 $T_{41}=T_{42}$
 $T_{42}=T_{43}$
 $T_{43}=T_{44}$
 $T_{44}=T_{45}$
 $T_{45}=140 \text{ {oC}}$

$\text{{pressão do condensado igual a pressão do vapor de baixa}}$
 $P_{\text{cond}}=P_{vb}$
 $P_{40}=P_{vb}$
 $P_{40}=P_{41}$
 $P_{41}=P_{42}$
 $P_{42}=P_{43}$
 $P_{43}=P_{44}$
 $P_{44}=P_{45}$

```

hcond=h40
h40=h41
h41=h42
h42=h43
h43=h44
h44=h45
h45=ENTHALPY(Steam_NBS;T=Tcond;P=Pcond)

```

```

scond=s40
s40=s41
s41=s42
s42=s43
s43=s44
s44=s45
s45=ENTROPY(Steam_NBS;T=Tcond;P=Pcond)

```

```

b40=b41
b41=b42
b42=b43
b43=b44
b44=b45
b45=bcond

```

{Temperatura dos combustíveis}

{Gás combustível}

```

Tgc=T59
T59=T60
T60=T61
T61=T62
T62=30 {oC}

```

```

b59=b60
b60=b61
b61=b62
b62=bgc

```

{óleo combustível}

```

Toc=T57
T57=T58
T58=165 {oC}

```

```

b57=b58
b58=boc

```

{Gás CO}

```

TgasCO=T63
T63=620 {oC}

```

```

PgasCO=P63
P63=100 {kPa}
b63=bco

```

{Temperaturas de referência}

```

TogasCO=To63
To63=25 {oC}

```

$T_{ogc}=T_{o59}$
 $T_{o59}=T_{o60}$
 $T_{o60}=T_{o61}$
 $T_{o61}=T_{o62}$
 $T_{o62}=25 \text{ {o C}}$

$T_{ooc}=T_{o57}$
 $T_{o57}=T_{o58}$
 $T_{o58}=25 \text{ {oC}}$

{temperatura dos gases de escape da turbina}

$T_g=T_{64}$
 $T_{64}=500 \text{ {oC}}$

$P_g=P_{64}$
 $P_{64}=200 \text{ {kPa}}$

$T_{go}=T_{o64}$
 $T_{o64}=25 \text{ {oC}}$

$P_{go}=P_{o64}$
 $P_{o64}=100 \text{ {kPa}}$

$h_g=\text{ENTHALPY}(\text{Air};T=T_g)$

$h_{go}=\text{ENTHALPY}(\text{Air};T=T_{go})$

$s_g=\text{ENTROPY}(\text{Air};T=T_g;P=P_g)$

$s_{go}=\text{ENTROPY}(\text{Air};T=T_{go};P=P_{go})$

$b_{64}=b_{ge}$
 $s_{64}=s_{ge}$

{valor do PCI do óleo combustível}

$PC_{loc}=9500*4,18 \text{ {kJ/kg}}$

{valor do PCI do gás combustível}

$PC_{lgc}=10300*4,18/(0,662*\text{DENSITY}(\text{Air};T=20;P=100))$

{valor do PCI do gás CO (fonte: Acomb)}

$PC_{lco}=350*4,18 \text{ {kJ/kg}}$

{valores das exergias específicas das principais correntes}

$b_1=(h_1-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_1-s_{vo})$
 $b_{va}=(h_v-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_v-s_{vo})$
 $b_{vm}=(h_{vm}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{vm}-s_{vo})$
 $b_{vb}=(h_{vb}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{vb}-s_{vo})$
 $b_{cond}=(h_{cond}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{cond}-s_{vo})$
 $b_{aa1}=(h_{aa1}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{aa1}-s_{vo})$
 $b_{aa2}=(h_{aa2}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{aa2}-s_{vo})$
 $b_{aa}=(h_{aa}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{aa}-s_{vo})$
 $b_g=(h_g-h_{go})-(T_{go}+273)*(s_g-s_{go})$
 $b_{aa1a}=(h_{aa1a}-h_{vo})-(T_{vo}+273)*(s_{aa1a}-s_{vo})$

{*****}
 {cálculo da exergia do gás combustível}

{composição do gás combustível}

fH2gc=0,201
 fCH4gc=0,405
 fC2H4gc=0,145
 fC2H6gc=0,162
 fC3H6gc=0,016
 fC3H8gc=0,005
 fC4H8gc=0,004
 fC4H10gc=0,005
 fCOgc=0,019
 fCO2gc=0,005
 fN2gc=0,031

{massa molar dos componentes do gás combustível}

MMH2=2
 MMCH4=16
 MMC2H4=28
 MMC2H6=30
 MMC3H6=42
 MMC3H8=44
 MMC4H8=56
 MMC4H10=58
 MMCO=28
 MMCO2=44
 MMN2=28

{massa molar do gás combustível}

MMgc=fH2gc*MMH2+fCH4gc*MMCH4+fC2H4gc*MMC2H4+fC2H6gc*MMC2H6+fC3H6gc*MMC3H6+fC3H8gc*MMC3H8+fC4H8gc*MMC4H8+fC4H10gc*MMC4H10+fCOgc*MMCO+fCO2gc*MMCO2+fN2gc*MMN2

{exergia química de alguns componentes em base molar (kJ/kmol) (fonte:Szargut)}

bchC2H6=1495840
 bchC3H8=2154000
 bchC4H10=2805800

{cálculo da exergia de alguns componentes a partir do seu PCI}

{PCI de alguns componentes (kJ/kg) (fonte: Van Wylen)}

PCIC2H4=47088
 PCIC3H6=45712
 PCIC4H8=45248

{cálculo dos parâmetros "beta" para os componentes acima (fonte:Szargut)}

betaC2H4=1,0334+0,0183*(4/2)-0,0694*(1/2)
 betaC3H6=1,0334+0,0183*(6/3)-0,0694*(1/3)
 betaC4H8=1,0334+0,0183*(8/4)-0,0694*(1/4)

{cálculo da exergia em base molar de alguns componentes (kJ/Kmol) }

bchC2H4=PCIC2H4*betaC2H4*MMC2H4
 bchC3H6=PCIC3H6*betaC3H6*MMC3H6
 bchC4H8=PCIC4H8*betaC4H8*MMC4H8

bchgc=(A+B)/MMgc

$A = fH2gc \cdot bchH2 + fCH4gc \cdot bchCH4 + fC2H4gc \cdot bchC2H4 + fC2H6gc \cdot bchC2H6 + fC3H6gc \cdot bchC3H6 + fC3H8gc \cdot bchC3H8 + fC4H8gc \cdot bchC4H8 + fC4H10gc \cdot bchC4H10 + fCOgc \cdot bchCO + fCO2gc \cdot bchCO2 + fN2gc \cdot bchN2$

$B = 8,3145 \cdot (273 + Togc) \cdot (fH2gc \cdot \ln(fH2gc) + fCH4gc \cdot \ln(fCH4gc) + fC2H4gc \cdot \ln(fC2H4gc) + fC2H6gc \cdot \ln(fC2H6gc) + fC3H6gc \cdot \ln(fC3H6gc) + fC3H8gc \cdot \ln(fC3H8gc) + fC4H8gc \cdot \ln(fC4H8gc) + fC4H10gc \cdot \ln(fC4H10gc) + fCOgc \cdot \ln(fCOgc) + fCO2gc \cdot \ln(fCO2gc) + fN2gc \cdot \ln(fN2gc))$

$Cpgc = 1,881 \text{ {kJ/kg}}$

$bfgsc = Cpgc \cdot (Tgc - Togc) - (Togc + 273) \cdot Cpgc \cdot \ln((Tgc + 273) / (Togc + 273))$

$bgc = bchgc + bfgsc \text{ {kJ/kg}}$

{*****}
 {cálculo da exergia do óleo combustível}

{composição do óleo combustível (em base volumétrica)}

$fC = 0,876$

$fH = 0,109$

$fS = 0,015$

$MMoc = 11,21 \text{ {massa molecular do óleo combustível}}$

{composição do óleo combustível (em base mássica)}

$fmC = fC \cdot 12 / MMoc$

$fmH = fH \cdot 2 / MMoc$

$fmS = fS \cdot 32 / MMoc$

{cálculo do parâmetro "beta" para cálculo da exergia do óleo combustível a partir do PCI
 (fonte: Szargut)}

$\beta = 1,0401 + 0,1728 \cdot fmH / fmC + 0,2169 \cdot fmS / fmC \cdot (1 - 2,0628 \cdot fmH / fmC)$

{cálculo da exergia química do combustível}

$bchoc = PCloc \cdot \beta$

$Cpoc = 2,257 \text{ {kJ/kg}}$

$bfgsoc = Cpoc \cdot (Toc - Tooc) - (Tooc + 273) \cdot Cpoc \cdot \ln((Toc + 273) / (Tooc + 273))$

$boc = bchoc + bfgsoc \text{ {kJ/kg}}$

{*****}
 {cálculo da exergia do gás CO}

{composição do gás CO (base volumétrica)}

$fCO2 = 0,13$

$fCO = 0,066$

$fH2 = 0,002$

$fCH4 = 0,001$

$fN2 = 0,77$

$fO2 = 0,017$

{cálculo das pressões parciais dos componentes do gás CO}

$pCO2 = fCO2 \cdot P_{gasCO}$

$pCO = fCO \cdot P_{gasCO}$

$pH2 = fH2 \cdot P_{gasCO}$

$pCH4 = fCH4 \cdot P_{gasCO}$

$pN2 = fN2 \cdot P_{gasCO}$

$pO2 = fO2 \cdot P_{gasCO}$

{exergia química dos componentes do gás CO (fonte: Szargut)}

$bchCO2 = 19870 \text{ {kJ/kmol}}$

$bchCO = 275100 \text{ {kJ/kmol}}$

$bchH_2 = 236100 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchCH_4 = 831650 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchN_2 = 690 \text{ \{kJ/kmol\}}$
 $bchO_2 = 3970 \text{ \{kJ/kmol\}}$

{massa molecular do gás CO}

$MM_{gasCO} = 29,86 \text{ \{kg/kmol\}}$

{exergia química do gás CO}

$bchg_{gasCO} = (fCO_2 * bchCO_2 + fCO * bchCO + fH_2 * bchH_2 + fCH_4 * bchCH_4 + fN_2 * bchN_2 + fO_2 * bchO_2 + 8,3145 * 298 * (fCO_2 * \ln(fCO_2) + fCO * \ln(fCO) + fH_2 * \ln(fH_2) + fCH_4 * \ln(fCH_4) + fN_2 * \ln(fN_2) + fO_2 * \ln(fO_2))) / MM_{gasCO}$

{entalpia dos componentes do gás CO}

$hCO_2 = ENTHALPY(CO_2; T = T_{gasCO})$
 $hCO = ENTHALPY(CO; T = T_{gasCO})$
 $hH_2 = ENTHALPY(H_2; T = T_{gasCO})$
 $hCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T = T_{gasCO})$
 $hN_2 = ENTHALPY(N_2; T = T_{gasCO})$
 $hO_2 = ENTHALPY(O_2; T = T_{gasCO})$

{entalpia do gás CO}

$h_{gasCO} = fCO_2 * hCO_2 + fCO * hCO + fH_2 * hH_2 + fCH_4 * hCH_4 + fN_2 * hN_2 + fO_2 * hO_2$

{entalpia dos componentes do gás CO na temperatura de referência}

$hoCO_2 = ENTHALPY(CO_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoCO = ENTHALPY(CO; T = T_{ogasCO})$
 $hoH_2 = ENTHALPY(H_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T = T_{ogasCO})$
 $hoN_2 = ENTHALPY(N_2; T = T_{ogasCO})$
 $hoO_2 = ENTHALPY(O_2; T = T_{ogasCO})$

{entalpia do gás CO na temperatura de referência}

$hog_{gasCO} = fCO_2 * hoCO_2 + fCO * hoCO + fH_2 * hoH_2 + fCH_4 * hoCH_4 + fN_2 * hoN_2 + fO_2 * hoO_2$

{entropia dos componentes do gás CO}

$sCO_2 = ENTROPY(CO_2; T = T_{gasCO}; P = pCO_2)$
 $sCO = ENTROPY(CO; T = T_{gasCO}; P = pCO)$
 $sH_2 = ENTROPY(H_2; T = T_{gasCO}; P = pH_2)$
 $sCH_4 = ENTROPY(CH_4; T = T_{gasCO}; P = pCH_4)$
 $sN_2 = ENTROPY(N_2; T = T_{gasCO}; P = pN_2)$
 $sO_2 = ENTROPY(O_2; T = T_{gasCO}; P = pO_2)$

{entropia do gás CO}

$sg_{gasCO} = fCO_2 * sCO_2 + fCO * sCO + fH_2 * sH_2 + fCH_4 * sCH_4 + fN_2 * sN_2 + fO_2 * sO_2$

{entropia dos componentes do gás CO na temperatura de referência}

$soCO_2 = ENTROPY(CO_2; T = T_{ogasCO}; P = pCO_2)$
 $soCO = ENTROPY(CO; T = T_{ogasCO}; P = pCO)$
 $soH_2 = ENTROPY(H_2; T = T_{ogasCO}; P = pH_2)$
 $soCH_4 = ENTROPY(CH_4; T = T_{ogasCO}; P = pCH_4)$
 $soN_2 = ENTROPY(N_2; T = T_{ogasCO}; P = pN_2)$
 $soO_2 = ENTROPY(O_2; T = T_{ogasCO}; P = pO_2)$

{entropia do gás CO nas condições de referência}

$sog_{gasCO} = fCO_2 * soCO_2 + fCO * soCO + fH_2 * soH_2 + fCH_4 * soCH_4 + fN_2 * soN_2 + fO_2 * soO_2$

{exergia física do gás CO}

$$b_{\text{fisgasCO}} = h_{\text{gasCO}} - h_{\text{ogasCO}} - (273 + T_{\text{ogasCO}}) * (s_{\text{gasCO}} - s_{\text{ogasCO}})$$

{exergia do gás CO}

$$b_{\text{CO}} = b_{\text{fisgasCO}} + b_{\text{chgasCO}}$$

{*****}
{Cálculo da exergia dos gases de escape das turbinas a gás}

{vazões mássicas e molares}

$$m_{\text{ar}} = 64,6 \text{ {kg/s}}$$

$$N_{\text{ar}} = m_{\text{ar}} / M_{\text{ar}} \text{ {kmol/s}}$$

$$M_{\text{ar}} = 29 \text{ {kg/kmol}}$$

$$N_{\text{gct}} = m_{\text{gct}} / M_{\text{gct}} \text{ {kmol/s}}$$

$$r = N_{\text{ar}} / N_{\text{gct}} \text{ {relação ar/ combustível em base molar}}$$

{vazão molar dos produtos}

$$N_{\text{CO2}} = f_{\text{CH4gc}} + 2 * f_{\text{C2H4gc}} + 2 * f_{\text{C2H6gc}} + 3 * f_{\text{C3H6gc}} + 3 * f_{\text{C3H8gc}} + 4 * f_{\text{C4H8gc}} + 4 * f_{\text{C4H10gc}} + f_{\text{COgc}}$$

$$N_{\text{H2O}} = (2 * f_{\text{H2gc}} + 4 * f_{\text{CH4gc}} + 4 * f_{\text{C2H4gc}} + 6 * f_{\text{C2H6gc}} + 6 * f_{\text{C3H6gc}} + 8 * f_{\text{C3H8gc}} + 8 * f_{\text{C4H8gc}} + 10 * f_{\text{C4H10gc}}) / 2$$

$$N_{\text{O2est}} = (2 * N_{\text{CO2}} + 1 * N_{\text{H2O}}) / 2$$

$$N_{\text{O2g}} = r * N_{\text{O2est}}$$

$$N_{\text{N2}} = r * 3,76$$

$$N_{\text{g}} = N_{\text{CO2}} + N_{\text{H2O}} + N_{\text{O2g}} + N_{\text{N2}} \text{ {kmol/s}} \text{ {vazão molar dos gases de escape}}$$

{frações molares dos componentes dos gases de escape}

$$f_{\text{CO2g}} = N_{\text{CO2}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{H2Og}} = N_{\text{H2O}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{O2g}} = N_{\text{O2g}} / N_{\text{g}}$$

$$f_{\text{N2g}} = N_{\text{N2}} / N_{\text{g}}$$

{pressões parciais dos componentes dos gases de escape das turbinas}

$$p_{\text{CO2g}} = f_{\text{CO2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{N2g}} = f_{\text{N2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{O2g}} = f_{\text{O2g}} * P_{\text{g}}$$

$$p_{\text{H2Og}} = f_{\text{H2Og}} * P_{\text{g}}$$

{Massa molar do gás de escape das turbinas}

$$M_{\text{Mg}} = f_{\text{CO2g}} * 44 + f_{\text{H2Og}} * 18 + f_{\text{O2g}} * 32 + f_{\text{N2g}} * 28$$

{exergia química do vapor d'água. Os valores dos outros componentes já foram apresentados no gás CO Fonte: Szargut}

$$b_{\text{chH2O}} = 9500 \text{ {kJ/kmol}}$$

{exergia química do gás de escape das turbinas}

$$b_{\text{chg}} = (f_{\text{CO2g}} * b_{\text{chCO2}} + f_{\text{H2Og}} * b_{\text{chH2O}} + f_{\text{N2g}} * b_{\text{chN2}} + f_{\text{O2g}} * b_{\text{chO2}} + 8,3145 * 298 * (f_{\text{CO2g}} * \ln(f_{\text{CO2g}}) + f_{\text{N2g}} * \ln(f_{\text{N2g}}) + f_{\text{O2g}} * \ln(f_{\text{O2g}}) + f_{\text{H2Og}} * \ln(f_{\text{H2Og}}))) / M_{\text{Mg}}$$

{exergia física do gás de escape das turbinas}

{entalpia dos componentes do gás de escape das turbinas}

$$h_{\text{CO2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{CO2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{N2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{N2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{O2g}} = \text{ENTHALPY}(\text{O2}; T = T_{\text{g}})$$

$$h_{\text{H2Og}} = \text{ENTHALPY}(\text{H2O}; T = T_{\text{g}})$$

{entalpia do gás de escape das turbinas}

$$hge=fCO2g*hoCO2g+fN2g*hoN2g+fO2g*hoO2g+fH2Og*hoH2Og$$

{entalpia dos componentes do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$hoCO2g=ENTHALPY(CO2;T=Tgo)$$

$$hoN2g=ENTHALPY(N2;T=Tgo)$$

$$hoO2g=ENTHALPY(O2;T=Tgo)$$

$$hoH2Og=ENTHALPY(H2O;T=Tgo)$$

{entalpia do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$hoge=fCO2g*hoCO2g+fN2g*hoN2g+fO2g*hoO2g+fH2Og*hoH2Og$$

{entropia dos componentes do gás de escape das turbinas}

$$sCO2g=ENTROPY(CO2;T=Tg;P=pCO2g)$$

$$sN2g=ENTROPY(N2;T=Tg;P=pN2g)$$

$$sO2g=ENTROPY(O2;T=Tg;P=pO2g)$$

$$sH2Og=ENTROPY(H2O;T=Tg;P=pH2Og)$$

{entropia do gás de escape das turbinas}

$$sge=fCO2g*sCO2g+fN2g*sN2g+fO2g*sO2g+fH2Og*sH2Og$$

{entropia dos componentes do gás de escape das turbinas na temperatura de referência}

$$soCO2g=ENTROPY(CO2;T=Tgo;P=pCO2g)$$

$$soN2g=ENTROPY(N2;T=Tgo;P=pN2g)$$

$$soO2g=ENTROPY(O2;T=Tgo;P=pO2g)$$

$$soH2Og=ENTROPY(H2O;T=Tgo;P=pH2Og)$$

{entropia do gás de escape das turbinas nas condições de referência}

$$soge=fCO2g*soCO2g+fN2g*soN2g+fO2g*soO2g+fH2Og*soH2Og$$

{exergia física do gás de escape das turbinas}

$$bfisge=hge-hoge-(273+Tgo)*(sge-soge)$$

{exergia do gás de escape das turbinas}

$$bge=bfisge+bchg$$

{*****}
{Balanços de custos e cálculos de rendimento exergético}
{*****}

{rendimento exergético total da planta de utilidades}

$$nextotal=(m1*(b39-b1)+W47+W48+W49+W50+W51+W52+W53-W54-W55-W56)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$$

$$nextotal2=nexcaldco*fcaldco+ nexcaldr*fcaldr+ nexeb*feb+ nexgv*fgv+ nexpa*fpa+ nextv1*ftv1+ nextv2*ftv2+ nextv3*ftv3+ nextv4*ftv4+ nextv5*ftv5+ nextv6*ftv6+ nexttg*ftg$$

{exergia destruída na planta de utilidades}

$$ltotal=(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)-(m1*(b39-b1)+W47+W48+W49+W50+W51+W52+W53-W54-W55-W56) \{kW\}$$

{*****}
{Para o calculo do custo médio do vapor de alta}

{valores dos custos específicos dos principais insumos}

$$coc=1,08/(CAMBIOdolar*boc)\{US\$/kJ\}$$

$$CAMBIOdolar=2,2$$

$cgc=0,3598/bgc \{US\$/kJ\}$
 $cco=0,0075/bco \{US\$/kJ\}$
 $feeg=1 \{ \text{fração da demanda de energia elétrica da refinaria que é gerada no setor de utilidades} \}$
 $feec=0 \{ \text{fração da demanda de energia elétrica da refinaria que é comprada da rede} \}$
 $cmelrede=50 \{US\$/MW.h\}$
 $celrede=50/(1000*3600) \{US\$/kJ\}$
 $cel=feeg*celger+feec*celrede$
 $cmel=cel*1000*3600 \{US\$/MW.h\}$

$\{ \text{balanço de custos para a turbina a gás} \}$
 $mgct=m62$
 $m62=9/3,6 \{kg/s\}$
 $mg=m64$
 $m64=450/3,6 \{kg/s\}$
 $Wet=W53$
 $W53=37600 \{kW\}$
 $Ctg=0,2 \{US\$/s\}$
 $cel0*Wet+m64*bge*c64=mgct*bgc*cgc+Ctg$
 $c64=cgc$
 $cm64=1000*c64*bge \{US\$/MW.h\}$

$\{ \text{rendimento exergético da turbina a gás} \}$
 $nextg=(Wet)/(mgct*bgc-m64*b64)$

$\{ \text{fator f da turbina a gás} \}$
 $ftg=(mgct*bgc-m64*b64)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

$\{ \text{exergia destruída na turbina a gás} \}$
 $ltg=(mgct*bgc-m64*b64)-(Wet) \{kW\}$

$\{ \text{taxa de irreversibilidade da turbina a gás} \}$
 $rtg=ltg/ltotal$

$\{ \text{fator exergoeconomico da a turbina a gás} \}$
 $Etg=Ctg/(cgc*ltg+Ctg)$

$\{ \text{balanço de custos para a caldeira de recuperação} \}$
 $mgcc=m61$
 $m61=7,2/3,6 \{kg/s\}$
 $maa0=m7$
 $m7=160/3,6 \{kg/s\}$
 $mva0=m10$
 $m10=158,36/3,6 \{kg/s\}$
 $Ccaldr=0,12500 \{US\$/s\}$
 $cva0*(mp3*bp1+mva0*bva)=mgcc*bgc*cgc+maa0*baa2*caa2+mg*bge*c64+Ccaldr \{US\$/kJ\}$
 $cmva0=1000*cva0*bva \{US\$/ton\}$

$\{ \text{rendimento exergético da caldeira de recuperação} \}$
 $nexcaldr=(mva0*(bva-baa2)+mp3*bp1)/(mg*bge+mgcc*bgc)$

$\{ \text{fator f da caldeira de recuperação} \}$
 $fcaldr=(mg*bge+mgcc*bgc)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

$\{ \text{exergia destruída na caldeira de recuperação} \}$
 $lcaldr=(mg*bge+mgcc*bgc)-(mva0*(bva-baa2)+mp3*bp1) \{kW\}$

$\{ \text{taxa de irreversibilidade da caldeira de recuperação} \}$

$$rcaldr = lcaldr / ltotal$$

{fator exergoeconomico da caldeira de recuperação }

$$Ecaldr = Ccaldr / ((cgc + c64) * lcaldr + Ccaldr)$$

{balanço de custos para o GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C}

$$moc1 = m57$$

$$m57 = 6,24 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$mgc1 = m59$$

$$m59 = 2 * 1000 / 3600 \{kg/h\}$$

$$mva1 = m8$$

$$m8 = 117 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$maa1 = m5$$

$$m4 = m5$$

$$m5 = 120,6 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$Cgv = 0,08350 \{US\$/s\}$$

$$Wel1 = W54$$

$$W54 = 400$$

$$cva1 = (moc1 * boc * coc + mgc1 * bgc * cgc + Wel1 * cel + maa1 * baa1a * caa1a + Cgv) / (mva1 * bva + mp1 * bp1) \{US\$/kJ\}$$

$$cmva1 = 1000 * cva1 * bva \{US\$/kg\}$$

{rendimento exergético do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C}

$$nexusgv = (mva1 * (bva - baa1) + mp1 * bp1) / (moc1 * boc + mgc1 * bgc)$$

{fator f do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$fgv = (moc1 * boc + mgc1 * bgc) / (boc * (m57 + m58) + bgc * (m59 + m60 + m61 + m62) + bco * m63)$$

{exergia destruída do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$lgv = (moc1 * boc + mgc1 * bgc) - (mva1 * (bva - baa1) + mp1 * bp1) \{kW\}$$

{taxa de irreversibilidade do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$rgv = lgv / ltotal$$

{fator exergoeconomico do GV equivalente aos GVs 6301 A, B e C }

$$Egv = Cgv / ((cgc + coc) * lgv + Cgv)$$

{balanço de custos para o GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$moc2 = m58$$

$$m58 = 2 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$mco2 = m63$$

$$m63 = 450 * 1000 / 3600 \{kg/s\}$$

$$mgc2 = m60$$

$$m60 = 3,5 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$mva2 = m9$$

$$m9 = 276 / 3,6 \{kg/s\}$$

$$maa2 = m6$$

$$m6 = 284,3 / 3,6$$

$$Ccaldco = 0,05580 \{US\$/s\}$$

$$Wel2 = W55$$

$$W55 = 691$$

$$cva2 = (moc2 * boc * coc + mgc2 * bgc * cgc + mco2 * bco * cco + Wel2 * cel + maa2 * baa2 * caa + Ccaldco) / (mva2 * bva + mp2 * bp1) \{US\$/kJ\}$$

$$cmva2 = 1000 * cva2 * bva \{US\$/ton\}$$

{rendimentos exergético do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$nexuscaldco = (mva2 * (bva - baa2) + mp2 * bp1) / (moc2 * boc + mgc2 * bgc + mco2 * bco)$$

{fator f do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO}

$$f_{caldco} = (m_{oc2} * b_{oc} + m_{gc2} * b_{gc} + m_{co2} * b_{co}) / (b_{oc} * (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} * (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} * m_{63})$$

{exergia destruída do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$I_{caldco} = (m_{oc2} * b_{oc} + m_{gc2} * b_{gc} + m_{co2} * b_{co}) - (m_{va2} * (b_{va} - b_{aa2}) + m_{p2} * b_{p1}) \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$r_{caldco} = I_{caldco} / I_{total}$$

{fator exergoeconomico do GV equivalente aos GVs 2201 e 22501 - caldeira de CO }

$$E_{caldco} = C_{caldco} / ((c_{gc} + c_{oc} + c_{co}) * I_{caldco} + C_{caldco})$$

{cálculo do custo mássico médio do vapor de alta}

$$c_{va} = (m_{va0} * b_{va} * c_{va0} + m_{va1} * b_{va} * c_{va1} + m_{va2} * b_{va} * c_{va2}) / (m_{va0} * b_{va} + m_{va1} * b_{va} + m_{va2} * b_{va})$$

{US\$/kJ}

$$cm_{va} = 1000 * c_{va} * b_{va} \text{ {US$/ton}}$$

{*****}

{Para o calculo do custo médio do vapor de média}

{balanço de custos para o turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C}

$$m_{vat1} = m_{20}$$

$$m_{20} = 219 / 3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}}$$

$$m_{vmt1} = m_{26}$$

$$m_{26} = 189 / 3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}}$$

$$m_{cond1} = m_{43}$$

$$m_{43} = 30 / 3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de condensado na saída da turbina}}$$

$$W_{et1} = W_{47}$$

$$W_{47} = 19200 \text{ {kW}} \text{ {potência elétrica gerada pelo turbo-gerador}}$$

$$C_{tv1} = 0,00476 \text{ {US$/s}}$$

{custo do vapor de média}

$$c_{vm1} * (m_{vmt1} * b_{vm} + m_{cond1} * b_{cond}) + W_{et1} * c_{etv1} = m_{vat1} * c_{va} * b_{va} + C_{tv1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$cm_{vm1} = 1000 * c_{vm1} * b_{vm} \text{ {US$/ton}}$$

{custo da eletricidade gerada}

$$c_{va} = c_{vm1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$c_{metev1} = c_{etv1} * 1000 * 3600 \text{ {US$/MW.h}}$$

{custo do condensado}

$$c_{cond1} = c_{vm1} \text{ {US$/kJ}}$$

$$cm_{cond1} = 1000 * c_{cond1} * b_{cond} \text{ {US$/ton}}$$

{rendimento exergético do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$nextv1 = W_{47} / (m_{20} * b_{va} - (m_{43} * b_{43} + m_{26} * b_{26}))$$

{fator f do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$f_{tv1} = (m_{20} * b_{va} - (m_{43} * b_{43} + m_{26} * b_{26})) / (b_{oc} * (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} * (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} * m_{63})$$

{exergia destruída do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$I_{tv1} = (m_{20} * b_{va} - (m_{43} * b_{43} + m_{26} * b_{26})) - W_{47} \text{ {kW}}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$r_{tv1} = I_{tv1} / I_{total}$$

{fator exergoeconomico do turbo-gerador equivalente aos TGs 301A, B e C }

$$E_{tv1} = C_{tv1} / ((c_{va}) * I_{tv1} + C_{tv1})$$

{balanço de custos para turbo-compressor SP-2250}

$m_{vat2}=m_{21}$
 $m_{21}=115/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}}$
 $m_{vmt2}=m_{27}$
 $m_{27}=110/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}}$
 $m_{cond2}=m_{42}$
 $m_{42}=5/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de condensado na saída da turbina}}$
 $W_{t2}=W_{48}$
 $W_{48}=12000 \text{ {kW}} \text{ {trabalho produzido pela turbina}}$
 $C_{tv2}=0,00457 \text{ {US$/s}}$
 {custo do vapor de média}
 $c_{vm2}=(m_{vmt2}*b_{vm}+m_{cond2}*b_{cond})+W_{t2}*c_{etv2}=(m_{vat2}*c_{va}*b_{va}+C_{tv2}) \text{ {US$/kJ}}$
 $cm_{vm2}=1000*c_{vm2}*b_{vm} \text{ {US$/ton}}$
 {custo do condensado}
 $c_{cond2}=c_{vm2} \text{ {US$/kJ}}$
 $cm_{cond2}=1000*c_{cond2}*b_{cond} \text{ {US$/ton}}$
 {custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
 $c_{va}=c_{vm2} \text{ {US$/kJ}}$

{rendimento exergético do turbo-compressor SP-2250}
 $nextv2=W_{48}/(m_{21}*b_{va}-(m_{42}*b_{42}+m_{27}*b_{27}))$

{fator f do turbo-compressor SP-2250}

$ftv2=(m_{21}*b_{va}-(m_{42}*b_{42}+m_{27}*b_{27}))/((b_{oc}*(m_{57}+m_{58})+b_{gc}*(m_{59}+m_{60}+m_{61}+m_{62})+b_{co}*m_{63}))$

{exergia destruída do turbo-compressor SP-2250}

$ltv2=(m_{21}*b_{va}-(m_{42}*b_{42}+m_{27}*b_{27}))-W_{48} \text{ {kW}}$

{taxa de irreversibilidade do turbo-compressor SP-2250}

$rtv2=ltv2/lt_{total}$

{fator exergoeconomico do turbo-compressor SP-2250}

$E_{tv2}=C_{tv2}/((c_{va})*ltv2+C_{tv2})$

{balanço de custos para o turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$m_{vat3}=m_{23}$
 $m_{23}=130/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de alta na entrada da turbina}}$
 $m_{vmt3}=m_{28}$
 $m_{28}=130/3,6 \text{ {kg/s}} \text{ {vazão de vapor de média extraído da turbina}}$
 $W_{t3}=W_{50}$
 $W_{50}=12000 \text{ {kW}} \text{ {trabalho produzido pela turbina}}$
 $C_{tv3}=0,00457 \text{ {US$/s}}$
 {custo do vapor de média}
 $c_{vm3}=m_{vmt3}*b_{vm}+W_{t3}*c_{etv3}=m_{vat3}*c_{va}*b_{va}+C_{tv3} \text{ {US$/kJ}}$
 $cm_{vm3}=1000*c_{vm3}*b_{vm} \text{ {US$/ton}}$
 {custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
 $c_{va}=c_{vm3} \text{ {US$/kJ}}$

{rendimento exergético do o turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$nextv3=W_{50}/(m_{23}*b_{va}-m_{28}*b_{28})$

{fator f do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$ftv3=(m_{23}*b_{va}-m_{28}*b_{28})/((b_{oc}*(m_{57}+m_{58})+b_{gc}*(m_{59}+m_{60}+m_{61}+m_{62})+b_{co}*m_{63}))$

{exergia destruída do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201}

$$l_{tv3} = (m_{23} \cdot b_{va} - m_{28} \cdot b_{28}) - W_{50} \{kW\}$$

$$\{ \text{taxa de irreversibilidade do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201} \}$$

$$r_{tv3} = l_{tv3} / l_{total}$$

$$\{ \text{fator exergoeconomico do turbo-compressor equivalente aos Cs 22501 e 2201} \}$$

$$E_{tv3} = C_{tv3} / ((c_{va}) \cdot l_{tv3} + C_{tv3})$$

$$\{ \text{balanço de custos para a válvula de redução de pressão de alta para pressão de média} \}$$

$$m_{vav} = m_{25}$$

$$m_{29} = m_{25}$$

$$m_{25} = 20/3,6 \{kg/s\}$$

$$c_{vm4} = (b_{va} \cdot c_{va}) / b_{vm} \{US\$/kJ\}$$

$$c_{mvm4} = 1000 \cdot c_{vm4} \cdot b_{vm} \{US\$/ton\}$$

$$\{ \text{cálculo do custo mássico médio do vapor de média} \}$$

$$c_{vm} = (m_{vmt1} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm1} + m_{vmt2} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm2} + m_{vmt3} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm3} + m_{vav} \cdot b_{vm} \cdot c_{vm4} + m_{vmp1} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp1} + m_{vmp2} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp2} + m_{vmp3} \cdot b_{vm} \cdot c_{vmp3}) / (m_{vmt1} \cdot b_{vm} + m_{vmt2} \cdot b_{vm} + m_{vmt3} \cdot b_{vm} + m_{vav} \cdot b_{vm} + m_{vmp1} \cdot b_{vm} + m_{vmp2} \cdot b_{vm} + m_{vmp3} \cdot b_{vm}) \{US\$/kJ\}$$

$$c_{mvm} = 1000 \cdot c_{vm} \cdot b_{vm} \{US\$/ton\}$$

$$\{ \text{*****} \}$$

$$\{ \text{Para o cálculo do custo médio do vapor de baixa} \}$$

$$\{ \text{balanço de custos para turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$m_{vat4} = m_{24}$$

$$m_{35} = m_{24}$$

$$m_{24} = 29/3,6 \{kg/s\}$$

$$W_{t4} = W_{51}$$

$$W_{51} = 2900 \{kW\}$$

$$C_{tv4} = 0,00425 \{US\$/s\}$$

$$\{ \text{custo do vapor de baixa} \}$$

$$c_{vb1} \cdot m_{vat4} \cdot b_{vb} + W_{t4} \cdot c_{etv4} = m_{vat4} \cdot b_{va} \cdot c_{va} + C_{tv4} \{US\$/kJ\}$$

$$c_{mvb1} = 1000 \cdot c_{vb1} \cdot b_{vb} \{US\$/ton\}$$

$$c_{va} = c_{vb1} \{US\$/kJ\}$$

$$\{ \text{rendimento exergético da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$nextv4 = W_{51} / (m_{24} \cdot (b_{va} - b_{35}))$$

$$\{ \text{fator f da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$f_{tv4} = (m_{24} \cdot (b_{va} - b_{35})) / (b_{oc} \cdot (m_{57} + m_{58}) + b_{gc} \cdot (m_{59} + m_{60} + m_{61} + m_{62}) + b_{co} \cdot m_{63})$$

$$\{ \text{exergia destruída da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$l_{tv4} = (m_{24} \cdot (b_{va} - b_{35})) - W_{51} \{kW\}$$

$$\{ \text{taxa de irreversibilidade da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$r_{tv4} = l_{tv4} / l_{total}$$

$$\{ \text{fator exergoeconomico da turbina que utiliza vapor de alta e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$E_{tv4} = C_{tv4} / ((c_{va}) \cdot l_{tv4} + C_{tv4})$$

$$\{ \text{balanço de custos para turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa} \}$$

$$m_{vmt5} = m_{31}$$

$$m_{34} = m_{31}$$

$$m_{31} = 353/3,6 \{kg/s\}$$

$$W_{t5} = W_{52}$$

```

W52=9207 {kW}
Ctv5= 0,00449 {US$/s}
{custo do vapor de baixa}
cvb2*mvm5*bvb+Wt5*cetv5=mvm5*bvm*cvm+Ctv5 {US$/kJ}
cmvb2=1000*cvb2*bvb {US$/ton}
cvm=cvb2 {US$/kJ}

{rendimento exergético da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
nextv5=W52/(m31*(b31-b34))

{fator f da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
ftv5=(m31*(b31-b34))/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)

{exergia destruída da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
ltv5=(m31*(b31-b34))-W52{kW}

{taxa de irreversibilidade da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
rtv5=ltv5/ltotal

{fator exergoeconomico da turbina que utiliza vapor de média e descarrega vapor de baixa }
Etv5=Ctv5/((cvm)*ltv5+Ctv5)

{balanço de custos para válvula de redução de pressão de média para pressão de baixa}
mvmv=m32
m32=m36
m32=0/3,6 {kg/s}
cvb3=(bvm*cvm)/bvb {US$/kJ}
cmvb3=1000*cvb3*bvb {US$/ton}

{cálculo do custo mássico médio do vapor de baixa}
cvb=(mvt4*bvb*cvb1+mvm5*bvb*cvb2+mvmv*bvb*cvb3)/(mvt4*bvb+mvm5*bvb+mvmv*bvb) {US$/kJ}
cmvb=1000*cvb*bvb {US$/ton}

{*****}
{Continuação do cálculo do custo da eletricidade gerada na refinaria}

{balanço de custos para o turbo-gerador SP-2201}
mvt6=m22
m22=40/3,6 {kg/s}{vazão de vapor de alta na entrada da turbina}
mcond6=m41
m41=40/3,6{kg/s} {vazão de condensado na saída da turbina}
Wt6=W49
W49=10000{kW} {trabalho produzido pela turbina}
Ctv6= 0,00451 {US$/s}
{custo do condensado}
ccond6*mcond6*bcond+ Wt6*cetv6=mvt6*bva*cva+Ctv6 {US$/kJ}
cmcond6=1000*ccond6*bcond {US$/ton}
{custo da eletricidade gerada equivalente a potência de eixo da turbina}
cva=ccond6 {US$/kJ}

{rendimento exergético do turbo-gerador SP-2201}
nextv6=W49/(m22*(bva- b41))

{fator f do turbo-gerador SP-2201}
ftv6=(m22*(bva- b41))/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)

```

{exergia destruída do turbo-gerador SP-2201}

$$ltv6=(m22*(bva- b41))-W49\{kW\}$$

{taxa de irreversibilidade do turbo-gerador SP-2201}

$$rtv6=ltv6/ltotal$$

{fator exergoeconomico do turbo-gerador SP-2201}

$$Etv6=Ctv6/((cva)*ltv6+Ctv6)$$

{cálculo do custo da eletricidade gerada na refinaria}

$$celger=(Wet1*ctev1+Wt2*ctev2+Wt3*ctev3+Wt4*ctev4+Wt5*ctev5+Wt6*ctev6)/(Wet1+Wt2+Wt3+Wt4+Wt5+Wt6)$$

$$cmelger=celger*1000*3600 \{US\$/MW.h\}$$

{*****}

{cálculo do custo mássico médio do condensado}

$$ccond=(mcond6*bcond*ccond6+mcond1*bcond*ccond1+mcond2*bcond*ccond2+mcondp1*bvml*ccondp1+mcondp2*bvml*ccondp2+mcondp3*bvml*ccondp3)/(mcond6*bcond+mcond1*bcond+mcond2*bcond+(mcondp1+mcondp2+mcondp3)*bvml) \{US\$/kJ\}$$

$$cmcond=1000*ccond*bcond \{US\$/ton\}$$

{*****}

{balanço de custos para a unidade de clarificação de água}

$$mab=m1$$

$$m1=282,4/3,6 \{kg/s\}$$

$$msa=31,91/3600 \{kg/s\}$$

$$mcl=11,63/3600 \{kg/s\}$$

$$cab=0$$

$$csa=0,20 \{US\$/kg\}$$

$$ccl=0,74 \{US\$/kg\}$$

$$macl=mab+msa+mcl$$

$$cacl=1000*(mab*cab+msa*csa+mcl*ccl)/macl \{US\$/ton\}$$

{balanço de custos para unidade de desmineralização}

$$mas=61,02/3600\{kg/s\}$$

$$msc=93,2/3600 \{kg/s\}$$

$$cas=0,13 \{US\$/kg\}$$

$$csc=0,52 \{US\$/kg\}$$

$$mades=m2$$

$$mades=macl+mas+msc$$

$$cades=1000*(macl*cacl/1000+mas*cas+msc*csc)/mades\{US\$/ton\}$$

{balanço massa e energia no desaerador}

$$maa=m3$$

$$maa=564,8/3,6 \{kg/s\}$$

$$madesd=mades$$

$$hades=hvo$$

$$mvbd=m45$$

$$mvbd=maa-madesd-mcond$$

$$mcond=38$$

$$mcond=(maa*hcond-mvbd*hvb-madesd*hades)/hcond \{kg/s\}$$

{balanço de custos no desaerador}

$$mhid=0,25/3600 \{kg/s\}$$

$chid=3,06 \text{ \{US\$/kg\}}$
 $mmor=1,27/3600 \text{ \{kg/s\}}$
 $cmor=3,77 \text{ \{US\$/kg\}}$
 $cmaa=(madesd*cades+mcond*d*cmcond+mvbd*cmvb+mhid*chid*1000+mmor*cmor*1000)/$
 $maa \text{ \{US\$/ton\}}$
 $caa=cmaa/(1000*baa)$

{balanço de custos na estação de bombeamento da água das caldeiras}

$Wb=W56$

$Wb=3300 \text{ \{kW\}}$

$caa1=c4$

$caa2=c6$

$caa2=c7$

$caa1=caa2$

$caa2=(maa*baa*caa+Wb*cel)/(maa1*baa1+maa2*baa2)$

$cmaa2=caa2*baa2*1000 \text{ \{US\$/ton\}}$

$cmaa1=caa1*baa1*1000 \text{ \{US\$/ton\}}$

{rendimento exergético da estação de bombeamento}

$nexeb=(m5*b5+m4*b4)/(W56+m3*b3)$

{fator f da estação de bombeamento}

$feb=(W56+m3*b3)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

{exergia destruída da estação de bombeamento}

$leb=(W56+m3*b3)-(m5*b5+m4*b4) \text{ \{kW\}}$

{taxa de irreversibilidade da estação de bombeamento}

$reb=leb/ltotal$

{Balanço de energia no pré-aquecedor de água do Gv equivalente aos GVs 6301 A,B e C}

$mvmaq=m46$

$mvmaq=m33$

$mvmaq=maa1*(haa1a-haa1)/(hvm-hvml) \text{ \{kg/s\}}$

{Balanço de custos no pré-aquecedor de água do Gv equivalente aos GVs 6301 A,B e C}

$caa1a=(maa1*baa1*caa1+mvmaq*cvm*(bvm-bvml))/(baa1a*maa1) \text{ \{US\$/kJ\}}$

$cmaa1a=1000*caa1a*baa1a \text{ \{US\$/ton\}}$

$cm46=1000*cvm*bvml \text{ \{US\$/ton\}}$

{rendimento exergético do pré-aquecedor de água }

$nexpa=(m46*b46+m5*b5)/(m4*b4+m33*b33)$

{fator f da estação do pré-aquecedor de água }

$fpa=(m4*b4+m33*b33)/(boc*(m57+m58)+bgc*(m59+m60+m61+m62)+bco*m63)$

{exergia destruída do pré-aquecedor de água }

$lpa=(m4*b4+m33*b33)-(m46*b46+m5*b5) \text{ \{kW\}}$

{taxa de irreversibilidade do pré-aquecedor de água }

$rpa=lpa/ltotal$

{somatória das taxas de irreversibilidade}

$rtotal=rtv1+rtv2+rtv3+rtv4+rtv5+rtv6+rgv+rtg+rcaldr+rcaldco+reb+rpa$

{somatória dos fatores fi}

$ftotal=ftv1+ftv2+ftv3+ftv4+ftv5+ftv6+fgv+ftg+fcaldr+fcaldco+feb+fpa$

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras a óleo}

Pp1=P11

Pp1=Pv+400 {kPa}

Tp1=T11

Tp1=TEMPERATURE(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pp1)

hp1=h11

hp1=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pp1)

sp1=s11

sp1=ENTROPY(Steam_NBS;x=0,0001;P=Pp1)

bp1=b11

bp1=(hp1-hvo)-(Tvo+273)*(sp1-svo)

mp1=m11

mp1=3,6/3,6 {kg/s}

mcondp1=m13

mvmp1=m12

mcondp1=mp1-mvmp1 {balanço de massa}

mvmp1=(mp1*hp1-mcondp1*hvml)/hvm

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras de CO}

mp2=m14

mp2=8,3/3,6 {kg/s}

mcondp2=m16

mcondp2=mp2-mvmp2 {balanço de massa}

mvmp2=m15

mvmp2=(mp2*hp1-mcondp2*hvml)/hvm

{balanço de energia do separador da água de purga das caldeiras de recuperação}

mp3=m17

mp3=1,64/3,6 {kg/s}

mcondp3=m19

mcondp3=mp3-mvmp3 {balanço de massa}

mvmp3=m18

mvmp3=(mp3*hp1-mcondp3*hvml)/hvm

{balanço de custos dos separadores da água de purga das caldeiras}

cmp1=1000*bp1*cva1

ccondp1=cvmp1

cvmp1=mp1*bp1*cva1/(mvmp1*bvm+mcondp1*bvml) {US\$/kJ}

cmvmp1=1000*bvm*cvmp1 {US\$/ton}

cmcondp1=1000*bvml*ccondp1 {US\$/ton}

cmp2=1000*bp1*cva2

ccondp2=cvmp2

cvmp2=mp2*bp1*cva2/(mvmp2*bvm+mcondp2*bvml)

cmvmp2=1000*bvm*cvmp2 {US\$/ton}

cmcondp2=1000*bvml*ccondp2 {US\$/ton}

cmp3=1000*bp1*cva0

ccondp3=cvmp3

cvmp3=mp3*bp1*cva0/(mvmp3*bvm+mcondp3*bvml)

cmvmp3=1000*bvm*cvmp3 {US\$/ton}

cmcondp3=1000*bvml*ccondp3 {US\$/ton}

cm38=1000*b38*cvb

cm39=1000*b39*cvb

cm40=1000*b40*ccond

cm44=1000*b44*ccond

ANEXO 5 – Resultados

Tabela 14 – Custos mássicos dos fluxos.

Fluxos	PLANTA AMORTIZADA		PLANTA NAO AMORTIZADA	
	Custos específicos pelo método da extração (US\$/ton)	Custos específicos pelo método da igualdade (US\$/ton)	Custos específicos pelo método da extração (US\$/ton)	Custos específicos pelo método da igualdade (US\$/ton)
1	0,00	0,00	0,00	0,00
2	0,05	0,05	0,05	0,05
3	2,41	3,26	2,46	3,37
4	4,28	5,27	4,38	5,46
5	5,60	6,87	5,72	7,12
6	4,35	5,36	4,45	5,55
7	4,35	5,36	4,45	5,55
8	40,62	41,84	40,86	42,21
9	24,01	24,97	24,15	25,19
10	26,40	31,75	28,19	35,05
11	11,50	11,85	11,57	11,95
12	31,19	32,12	31,37	32,41
13	4,98	5,13	5,01	5,18
14	6,80	7,07	6,84	7,13
15	18,43	19,17	18,54	19,34
16	2,95	3,06	2,96	3,09
17	7,48	8,99	7,98	9,93
18	20,27	24,38	21,64	26,91
19	3,24	3,90	3,46	4,30
20	28,22	30,49	28,86	31,63
21	28,22	30,49	28,86	31,63
22	28,22	30,49	28,86	31,63
23	28,22	30,49	28,86	31,63
24	28,22	30,49	28,86	31,63
25	28,22	30,49	28,86	31,63
26	19,49	25,37	19,93	26,32
27	19,49	22,62	19,93	23,47
28	19,49	22,70	19,93	23,56
29	28,22	30,49	28,86	31,63
30	19,89	24,14	20,34	25,05
31	19,89	24,14	20,34	25,05
32	19,89	24,14	20,34	25,05
33	19,89	24,14	20,34	25,05
34	15,49	21,47	15,84	22,28
35	15,17	20,87	15,51	21,66
36	19,89	24,14	20,34	25,05
37	15,46	21,43	15,81	22,23
38	15,46	21,43	15,81	22,23
39	15,46	21,43	15,81	22,23
40	1,59	2,12	1,62	2,19
41	1,54	2,39	1,58	2,48
42	1,54	1,79	1,58	1,86
43	1,54	2,01	1,58	2,08
44	1,59	2,12	1,62	2,19
45	1,59	2,12	1,62	2,19
46	3,18	3,86	3,25	4,00
64	1,61	3,86	1,61	4,00
condensado	1,59	2,12	1,62	2,19
vapor de baixa	15,46	21,43	15,81	22,23
vapor de média	19,89	24,14	20,34	25,05
vapor de alta	28,22	30,49	28,86	31,63

Tabela 15 – Custos médios da água e da eletricidade.

Fluxos principais	PLANTA AMORTIZADA		PLANTA NAO AMORTIZADA	
	Custo médio pelo método da extração (US\$/MWh)	Custo médio pelo método da igualdade (US\$/MWh)	Custo médio pelo método da extração (US\$/MWh)	Custo médio pelo método da igualdade (US\$/MWh)
condensado	75,6	101,1	77,1	104,6
vapor de baixa	75,0	103,8	76,6	107,7
vapor de média	75,1	91,1	76,8	94,5
vapor de alta	73,5	79,5	75,2	82,4
eletricidade gerada	118,9	96,2	121,8	99,8

Tabela 16 - Rendimento exergético e fator f_i dos componentes da planta de utilidades.

Componente	PLANTA AMORTIZADA				PLANTA NAO AMORTIZADA			
	Método da extração		Método da igualdade		Método da extração		Método da igualdade	
	Rendimento exergético (%)	Fator f	Rendimento exergético (%)	Fator f	Rendimento exergético (%)	Fator f	Rendimento exergético (%)	Fator f
Caldeira principal	42,91	0,20	42,91	0,20	42,91	0,20	42,91	0,20
Caldeira de CO	51,65	0,38	51,65	0,38	51,65	0,38	51,65	0,38
Caldeira de Recuperação	46,97	0,24	46,97	0,24	46,97	0,24	46,97	0,24
Turbina a Gás	40,84	0,18	54,09	0,23	40,84	0,18	54,09	0,23
Turbina a vapor 1	57,61	0,07	83,19	0,17	57,61	0,07	83,19	0,17
Turbina a vapor 2	80,66	0,03	93,48	0,09	80,66	0,03	93,48	0,09
Turbina a vapor 3	77,73	0,03	93,11	0,10	77,73	0,03	93,11	0,10
Turbina a vapor 4	56,35	0,01	79,82	0,02	56,35	0,01	79,82	0,02
Turbina a vapor 5	44,43	0,04	87,69	0,18	44,43	0,04	87,69	0,18
Turbina a vapor 6	68,90	0,03	70,60	0,03	68,90	0,03	70,60	0,03
Est. de bomb.	50,41	0,03	50,41	0,03	50,41	0,03	50,41	0,03
Pré-aquecedor	94,08	0,01	94,08	0,01	94,08	0,01	94,08	0,01

Tabela 17 – Parâmetros de performance dos components e da planta de utilidades.

Componente	PLANTA AMORTIZADA				PLANTA NAO AMORTIZADA			
	Método da extração		Método da igualdade		Método da extração		Método da igualdade	
	Rend. exergético (%)	Taxa de irrev. (%)	Rend. exergético (%)	Taxa de irrev. (%)	Rend. exergético (%)	Taxa de irrev. (%)	Rend. exergético (%)	Taxa de irrev. (%)
Caldeira principal	42,91	17,90	42,91	17,90	42,91	17,90	42,91	17,90
Caldeira de CO	51,65	29,67	51,65	29,67	51,65	29,67	51,65	29,67
Caldeira de Recuperação	46,97	20,41	46,97	20,41	46,97	20,41	46,97	20,41
Turbina a Gás	40,84	17,26	54,09	17,26	40,84	17,26	54,09	17,26
Turbina a vapor 1	57,61	4,48	83,19	4,48	57,61	4,48	83,19	4,48
Turbina a vapor 2	80,66	0,91	93,48	0,91	80,66	0,91	93,48	0,91
Turbina a vapor 3	77,73	1,09	93,11	1,09	77,73	1,09	93,11	1,09
Turbina a vapor 4	56,35	0,71	79,82	0,71	56,35	0,71	79,82	0,71
Turbina a vapor 5	44,43	3,65	87,69	3,65	44,43	3,65	87,69	3,65
Turbina a vapor 6	68,90	1,43	70,60	1,43	68,90	1,43	70,60	1,43
Est. de bomb.	50,41	2,38	50,41	2,38	50,41	2,38	50,41	2,38
Pré-aquecedor	94,08	0,10	94,08	0,10	94,08	0,10	94,08	0,10
Planta de utilidades	30,97	100,00	30,97	100,00	30,97	100,00	30,97	100,00

11. BIBLIOGRAFIA

<http://www.anp.gov.br/petro/petroleo.asp> (consulta em 27 de outubro de 2008).

Abadie, Elie, 2002, “Programa de Trainees Petrobras: Craqueamento Catalítico”, PETROBRAS/SEREC/CEN-SUD.

Abadie, Elie, 2002, “Programa de Trainees Petrobras: Processos de Refinação”, PETROBRAS/SEREC/CEN-SUD.

Abadie, Elie, 2002, “Programa de Trainees Petrobras: Tratamento de Petróleo”, PETROBRAS/SEREC/CEN-SUD.

Abadie, Elie, 2002, “Programa de Trainees Petrobras: Processo de Refino e Lubrificação”, PETROBRAS/SEREC/CEN-SUD.

BOEHM R. F., “Design analysis of thermal system”, John Wiley & Sons Inc, New York, 1987.

COELHO, S. T., Mecanismos para implementação da Cogeração de Eletricidade a partir de Biomassa – Um modelo para o Estado de São Paulo, Tese de Doutorado, Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1999.

FURTADO, R. C., The Incorporation of Environmental Costs into Electric Power System Planning in Brazil. (Tese de Doutorado) Imperial College, Londres, 1996.

GALLO, W. L. R., GOMES, C. M., 2003, “Exergoeconomic Analysis of a Combined Cycle with Industrial Cogeneration”. In: Proceedings of the 16th Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impacts of Energy Systems– ECOS 2003, Copenhagen, Dinamarca.

STEPHAN, K., MAYINGER, F., 1998, Thermodynamics, Part 1: One-component systems. Fundamentals and technical applications. 15 ed. Berlin / Heidelberg / New York, Springer-Verlag.

SZARGUT, J., MORRIS, D.R., STEWARD, F.R., 1988, Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes. New York/Berlin, Hemisphere/Springer.