

ANÁLISE EXERGÉTICA E TERMOECONÔMICA DA DESTILAÇÃO COMBINADA DE UMA REFINARIA DE PETRÓLEO.

Daniel Fernandes Bacellar
dbacellar@gmail.com

Orientador: Dr. Silvio de Oliveira Junior
soj@usp.br

Resumo

O presente trabalho visa apresentar o estudo de uma planta de destilação combinada do petróleo, cuja metodologia de avaliação é a análise exergética. A exergia é uma ferramenta de cálculo de qualidade termodinâmica, econômica e ambiental, de processos de conversão de energia. O diferencial da análise exergética, em relação às formas tradicionais de análise energética, é a consideração do grau de entropia, mais precisamente as irreversibilidades associadas à mesma. As irreversibilidades limitam qual a disponibilidade (exergia) real de transformação de energia, uma vez que para dois sistemas que possuem mesma energia interna, mas diferentes graus de entropia, os potenciais de transformação são diferentes. A termoeconomia visa avaliar os custos de produção dos destilados a partir da ponderação em base exergética e não na forma convencional que é em base mássica. Desta forma o valor monetário associado a um produto representará, diretamente, a qualidade termodinâmica do mesmo. A análise exergética da destilação é particularmente complicada já que existem processos de transformação física e química simultaneamente; o que dificulta a identificação da contribuição dos fluxos de exergia para uma e outra. A fim de se obter resultados mais detalhados e precisos serão apresentadas duas formas, redundantes, de análise exergética: balanço de exergia e balanço de entropia. Os resultados aqui apresentados referem-se a levantamentos de dados de simulação computacional.

Palavras-chave: Destilação, entropia, exergia e termoeconomia.

Nomenclatura

AA, Água Ácida;	DP, Diesel Pesado;	h , entalpia específica [kJ/kg]	RCI, Refluxo Circulante Intermediário;
AR; Água de Resfriamento;	GC, Gás Combustível;	m , fluxo mássico [kg/h]	RV, Resíduo de Vácuo,
B , exergia [kJ];	GE, Gases de Escape;	η , rendimento [adim];	S , entropia [kJ/K];
b , exergia específica [kJ/kg]	GLP, Gás Liquefeito de Petróleo;	NL, Nafta Leve;	s , entropia específica [kJ/kg.K]
β , fator de correção [adim];	GOL, Gasóleo Leve;	NP, Nafta Pesada;	T , temperatura [K];
c , custo específico [R\$/kJ];	GOP, Gasóleo Pesado;	p , pressão [kPa];	V3, Vapor a 3 bar;
c_m , custo específico [R\$/kg];	GOR, Gasóleo Recirculante;	Q , calor [kJ];	V13, Vapor a 13 bar;
C , taxa de custo [R\$/tempo];	GORT, Gasóleo Residual de Topo;	Q , Querosene;	W , trabalho [kJ];
DL, Diesel Leve;	H , entalpia [kJ];	RAT, Resíduo Atmosférico;	w , trabalho específico [kJ/kg]
		RCT, Refluxo Circulante de Topo;	z , massa molar parcial [kg/kmol]

1. Introdução

O conceito de exergia, desenvolvido entre o fim do século XIX e início do século XX (OLIVEIRA, 2006), é, de forma generalizada, um valor que representa a disponibilidade que um sistema, processo, ou substância, possui em transformar sua energia total em trabalho. Trabalho é a forma de energia mais nobre que existe e, portanto é um método de análise de eficiência de transformação que hierarquiza qualitativamente as diferentes formas de energia existentes permitindo compará-las em mesma base, de forma quantitativa. O poder desta ferramenta consiste em possibilitar a criação de índices de qualidade termodinâmica e impactos ambientais.

Em paralelo à análise exergética desenvolveu-se uma metodologia de análise de processos do ponto de vista econômico: a termoeconomia. A sua estrutura é

basicamente toda a teoria de engenharia econômica, contabilidade de custos e matemática financeira, mas com o diferencial que é o método de atribuição de custos. Na análise econômica tradicional de avaliação de plantas e processos o rateio de custos é ponderado em base mássica. Na termoeconomia esta ponderação é feita em base exergética. Esta medida atribui o custo conforme a qualidade termodinâmica e o seu índice de impacto ambiental, o que é muito mais coerente do que o simples rateio em base mássica.

Nos dias de hoje a humanidade está passando por um período de crescimento populacional, consumo energético, escassez de recursos fósseis, e por último, e mais atual tema, que é a alteração climática devido aos impactos ambientais inerentes aos três primeiros. Este trabalho se propõe a avaliar, com a exergia, o processo de destilação do petróleo, o mais importante recurso energético fóssil que existe. A planta utilizada para a

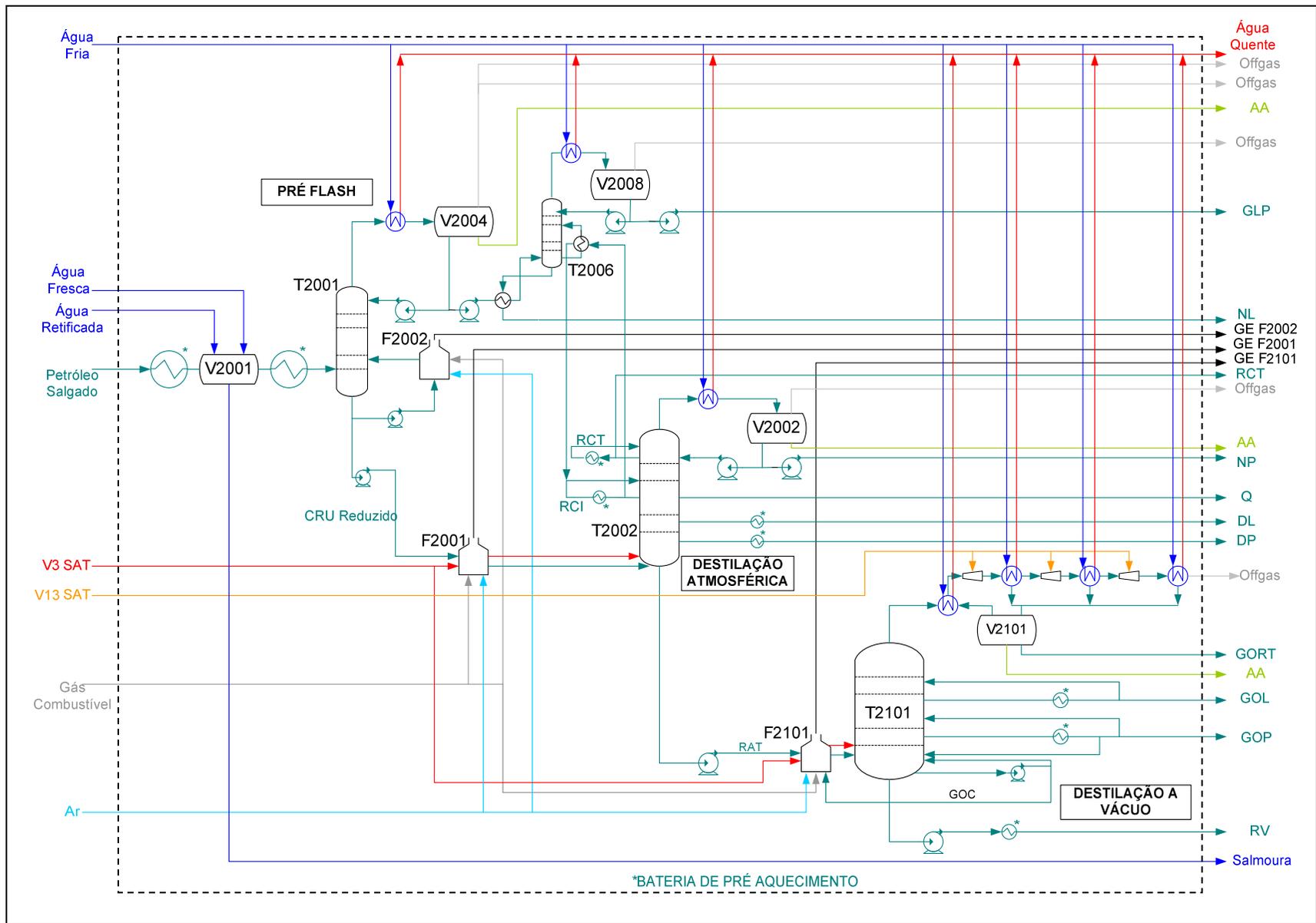


Figura 1 – Refinaria de Topping.

análise é a destilação combinada da Refinaria do Planalto Paulista (REPLAN), em Paulínia-SP.

2. Materiais

O processo da destilação combinada é dividido em três etapas; pré-flash, destilação atmosférica e destilação a vácuo. Estas três etapas definem o que se chama de refinaria de TOPPING; os processos termodinâmicos envolvidos são aquecimento, vaporização, fracionamento, separação, condensação e resfriamento.

Na figura 1 vê-se que o petróleo entra em uma torre, que é chamada torre de flash, pois nela se extrai os produtos de frações mais leves (C_1 a C_4), e o seu produto de fundo é o CRU reduzido, a carga para a destilação atmosférica. Os produtos de topo são resfriados e vão para um vaso de separação; neste vaso as saídas são Água Ácida, Offgas e a carga para a segunda torre do volume de controle. Esta torre é a torre estabilizadora; nela o produto de fundo é a Nafta Leve, e o produto de topo é resfriado novamente e entra em um vaso de separação, resultando em Offgas e GLP (Gás Liquefeito de Petróleo).

A coluna de destilação atmosférica (ver figura 1) possui, tipicamente de 30 a 50 estágios (SKZLO, 2008), que representam diferentes temperaturas de condensação e no caso desta coluna, há três retiradas laterais. Existem também duas correntes recirculantes nas laterais da coluna, o recirculante intermediário, e o recirculante de topo. Este último é, eventualmente, retirado para se fazer testes de corrida¹. As três retiradas laterais vão para uma torre de *stripping* (retificadora), onde se injeta vapor para melhor separar as frações leves das frações pesadas (SKZLO, 2008). Os produtos resultantes são Querosene, Diesel Leve e Diesel Pesado.

A unidade de destilação a vácuo é a última etapa da destilação e, portanto, a sua carga é constituída das frações mais pesadas, cujos, fracionamento e separação não podem ser realizados nas duas etapas anteriores. A diferença fundamental no processo que ocorre na torre de vácuo em relação às outras torres é o fato de ela operar com pressões muito inferiores à atmosférica. O objetivo disto é minimizar a quantidade de calor fornecido à carga, para que a vaporização ocorra em temperaturas mais baixas; à pressão atmosférica, estas frações do petróleo vaporizam em temperaturas muito elevadas, o que leva à coqueificação de hidrocarbonetos, e danificação dos equipamentos.

3. MÉTODOS

Os dados levantados para a aplicação da análise exérgica são oriundos de um modelo computacional da destilação combinada. A simulação foi feita a partir de um modelo da destilação criado, pelos engenheiros da Petrobrás, no programa PetroSIM. Este programa foi criado com toda base de cálculo de propriedades e

composição do HYSYS. Os dados de entrada foram reajustados a uma condição típica de operação.

O que se esperava era o fechamento dos balanços de massa e energia, e um cálculo de composição mais adequado. No entanto, foi encontrada uma grande dificuldade em conciliar as trocas de calor dentro do volume de controle (ver figura 1). Assim foram criados trocadores de calor duplicados, de forma que o ajuste de temperatura e fluxo mássico foi calculado iterativamente até que o fluxo de calor de um trocador de calor fosse, em módulo, igual ao fluxo do trocador correspondente. Ao criar estes trocadores introduz-se ao sistema, mais variáveis do que equações, o que significa que há mais de uma solução numérica possível. Como consequência não há garantias de que os balanços de massa e energia fechem completamente. De fato isto ocorreu.

Devido à escassez de tempo para achar uma solução mais exata, foi feito o balanço de massa e energia, e verificou-se que os erros encontrados eram aceitáveis, segundo o critério do autor deste trabalho. Os resultados atingidos foram, portanto, baseado nas condições fornecidas pelo simulador.

3.1. Metodologia de cálculo de composição

As composições das correntes, cujos testes de corrida foram disponibilizados pela Replan, foram calculadas através das curvas de destilação – segundo as normas ASTM D-86 e ASTM D-2887; para o cálculo das composições utilizou-se a curva dos Pontos Verdadeiros de Ebulição (PEV), que relaciona as temperaturas de ebulição pela fração volumétrica acumulada. Na figura 3 pode-se observar a curva dos PEV para o petróleo dessalgado. Para as correntes do pré-flash e destilação atmosférica a primeira norma foi utilizada e para destilação a vácuo, a segunda (FARAH, 2005). As correntes que não possuem os testes de corrida (refluxos intermediários e correntes de topo antes do vaso de separação) foram determinadas por balanço de massa por componente, ou estimadas por ponderação mássica dos produtos, no caso de refluxos intermediários.

A abordagem da simulação possui a mesma metodologia de cálculo de propriedades, pois foi feito no PetroSIM. A diferença é que as curvas de PEV deixaram de ser dados de entrada, e passaram a ser dados de saída calculados pelo programa.

3.2. Metodologia de cálculo da exergia

A exergia física obtém-se com os valores de entalpia e entropia, na condição pontual e na de referência, conforme a eq. (1) (KOTAS, 1985).

$$b_{fis} = h - h_o - T_o(s - s_o) \quad (1)$$

A exergia química, nesta última abordagem, foi calculada de forma diferente das abordagens anteriores. O HYSYS fornecia uma composição contendo pseudo-componentes reais e hipotéticos. Era feita uma normalização afim de eliminar os hipotéticos. Com isto a

¹ Testes de corrida são testes para a determinação da curva de composição através dos pontos verdadeiros de ebulição. No caso dos produtos finais, estes testes são feitos em maior frequência.

propagação do erro de cálculo de exergia era muito grande. Com a necessidade de minimizar a propagação de erros, foi obtido, a partir dos dados de saída do PetroSIM, as composições elementares e o Poder calorífico Inferior de cada corrente.

A composição elementar mássica fornecida é para os elementos O, N, S e a relação C/H, em massa. Foi adotada a hipótese de que as correntes de hidrocarbonetos contêm apenas estes elementos. A concentração de H e C é obtida a partir das eqs. (2) e (3).

$$H = \frac{1-(O+N+S)}{1+\frac{C}{H}} \quad (2)$$

$$C = \frac{C}{H} H \quad (3)$$

Com a composição elementar não é necessário calcular o termo da exergia química de misturas, pois a corrente é tratada como um componente só. Então a exergia química pode ser calculada através das equações (4) a (6).

$$b_{quím_comb} = \beta \cdot PCI \quad (4)$$

Onde o fator de correção “ β ” para gases e líquidos é definido pelas equações (5) e (6), respectivamente (SAZARGUT., 2005).

$$\beta_{gás} = 1,0334 + 0,0183 \cdot \frac{H}{C} - 0,0694 \cdot \frac{1}{N_C} \quad (5)$$

$$\beta_{líq} = 1,041 + 0,1728 \cdot \frac{z_{H_2}}{z_C} + 0,0432 \cdot \frac{z_{O_2}}{z_C} + 0,2169 \cdot \frac{z_S}{z_C} \cdot \left(1 - 2,0628 \cdot \frac{z_{H_2}}{z_C}\right) + 0,0428 \cdot \frac{z_N}{z_C} \quad (6)$$

Sendo “H” e “C” o número de átomos de hidrogênio e carbono, respectivamente; “ N_C ” o número médio de carbonos no combustível; e “ z_i ” a massa do componente por kmol do combustível.

3.3. Metodologia de cálculo de irreversibilidades

As irreversibilidades contemplam a destruição de exergia nos processos e a exergia associada ao calor efluente do volume de controle. No balanço de exergia este valor deve ser obtido pela diferença entre o total de exergia que entra pelo total que sai (ver eq. (7)). É importante esclarecer que o processo de destilação resulta em correntes com aumento de entropia devido ao ganho de carga térmica, mas com uma diminuição de entropia devido à separação de componentes.

Espera-se que a exergia total dos destilados do petróleo deve aumentar em relação à exergia de entrada do mesmo (ver eq.(8)). Há um aumento de exergia devido à carga térmica transferida, e um aumento na exergia física devido à diminuição de entropia. No entanto a somatória da exergia de entrada, contando Petróleo, Gás combustível, vapores e água, deve ser maior do que a somatória da exergia dos destilados e água ácida. Há uma geração de entropia nos processos e uma exergia efluente

associada à variação de entalpia da Água de Resfriamento.

$$\sum B_{entrada} - \sum B_{saida} + \Delta B_{AR} = I \quad (7)$$

$$\sum B_{destilados} - \sum B_{petróleo} = B_{transferida} \quad (8)$$

A análise exérgica sob a perspectiva dos fluxos de entropia é feita a partir s irreversibilidades, determinadas pelo balanço de entropia.

$$\sum S_{saida} - \sum S_{entrada} = \int \frac{\delta Q}{T} + S_{gerada} \quad (9)$$

A avaliação das irreversibilidades pelo balanço total deve ser feita separando a exergia destruída da exergia efluente. Neste caso a exergia efluente é associada apenas à potência térmica retirada pela Água de resfriamento, que é conhecida. O calor perdido pelos gases de exaustão nos fornos é tão pequeno, que se adotou a hipótese de que toda variação de entropia nestes equipamentos deve-se somente à entropia gerada.

No balanço de entropia são conhecidos os termos do lado direito da eq. (9). Entretanto não está incluída a variação de entropia da água de resfriamento já que não são conhecidos os valores de entrada e saída, apenas a variação. Esta é calculada a partir da eq. (10), adotando um calor específico constante e o termo da pressão é desprezado (WYLEN, 2006). Com a eq. (11) calcula-se a entropia gerada no processo.

$$T ds = c_p dT - v dp \quad (10)$$

$$\Delta S_{AR} = m_{AR} \bar{c}_p \cdot \ln \left(\frac{\bar{T}_{AR}}{T_o} \right) \quad (11)$$

$$S_{gerada} = \sum S_{saida} - \sum S_{entrada} \quad (12)$$

$$B_{destruída} = T_o S_{gerada} \quad (13)$$

$$I = B_{destruída} \quad (14)$$

3.4. Trabalho mínimo de separação

Outra forma de fazer a análise exérgica é através do trabalho mínimo de separação. Este valor representa quanto de trabalho é necessário para transformar o petróleo, a partir das condições de referência, em seus destilados a T_o e p_o .

$$T_o S_{o_destilados} - S_{o_petróleo} = H_{o_destilados} - H_{o_petróleo} + W_{separação}^{mínimo} \quad (15)$$

$$-W_{separação}^{mínimo} = \Delta H_o - T_o \Delta S_o \quad (16)$$

O sinal negativo no termo do lado esquerdo da eq.(16) é porque este é o trabalho que deve ser fornecido ao processo para separar o petróleo. Ele representa a exergia transferida aos destilados. O objetivo desta abordagem é analisar a transferência de exergia sem que seja necessário fazer a contabilidade da exergia química.

$$|W_{separação}^{mínimo}| = B_{transferida} \quad (17)$$

3.5. Metodologia de cálculo das eficiências

3.5.1. Eficiência exergetica

Eficiência exergetica relaciona a exergia transferida, pela exergia fornecida, ou a soma das irreversibilidades pela exergia fornecida. Dependendo do tipo de cálculo, ou do balanço que se faz, é mais conveniente calcular-se de uma forma ou de outra. A partir do balanço de entropia é mais confiável calcular a eficiência exergetica pelas irreversibilidades, que está diretamente relacionada ao aumento de entropia. No caso do balanço de exergia é possível, com mesma margem de confiança, calcular a eficiência pelos dois modos, utiliza-se um e outro conforme a situação.

No balanço de entropia chega-se, pelas eqs. (9) a (14), no valor das irreversibilidades, e, portanto, a eficiência exergetica calculada desta forma deve ser conforme a eq. (18)

$$\eta_{ex} = 1 - \frac{T_0 S_{gerada}}{B_{GC} + \Delta B_{vapor/AA}} \quad (18)$$

O denominador da fração no lado direito da eq. (18)

corresponde à exergia física e química do Gás Combustível, e a variação entre a exergia dos vapores água ácida. O diagrama da figura 2 mostra os dois caminhos possíveis de se calcular a eficiência exergetica:

pelo balanço de exergia e pelo balanço de entropia.

A conveniência de utilizar um ou outro dependerá dos erros inerentes de cálculos de propriedades.

3.6. Metodologia de cálculo de custos

A refinaria do planalto paulista (REPLAN), em Paulínia-SP, foi construída entre os anos 60 e 70, portanto, com quase 40 anos de operação será adotada a hipótese de que toda a planta já foi amortizada. Desta forma serão incluídos nos balanços de custos apenas os custos das correntes e os custos de operação por ano.

O critério de partição de custos adotado será o método da igualdade. Assim os custos específicos em base exergetica serão os mesmos para as correntes correlacionadas; ou seja, todos os destilados possuem mesmo custo específico entre si e todas as águas (ácida, salmoura, resfriamento) também.

Como dados de entrada serão utilizados os custos em base mássica do petróleo, do vapor e do Gás Combustível. Valores estes que foram fornecidos a partir de uma estimativa de um engenheiro da REPLAN. O Gás Combustível por não possuir uma composição típica será calculado o seu custo a partir do custo específico do Gás Natural, ponderando pela exergia química de cada um.

$$c_{GC} = c_{GN} \cdot \frac{b_{quím_{GC}}}{b_{quím_{GN}}} \quad (19)$$

Os custos em base exergetica do petróleo, vapor e Gás combustível são obtidos a partir da eq. (20)

$$c_i = c_{m_i} \cdot \frac{m_i}{B_i} \quad (20)$$

Somando os custos operacionais aos custos das correntes de entrada, chega-se aos custos de saída. Adotou-se a hipótese de que o custo específico em base exergetica

das correntes de água é igual ao custo específico do vapor. Desta maneira a única variável restante é o custo específico dos destilados.

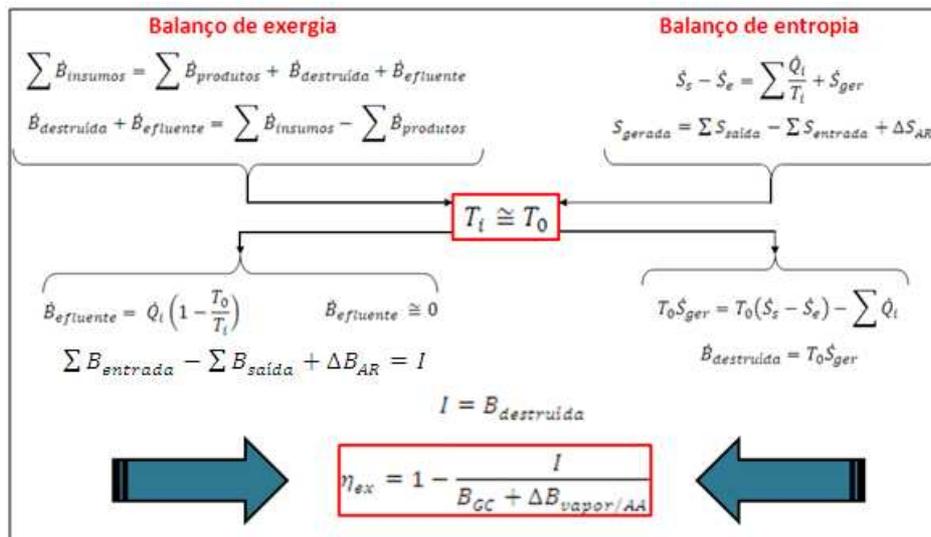


Figura 2 – Balanço de exergia e entropia

$$C_{destilados} = \frac{c_{petróleo} B_{petróleo} + c_{água} [\Sigma B_{H_2O_entra} - (\Sigma B_{H_2O_sai} + \Delta B_{AR})] + C_{operação}}{\Sigma B_{destilados}} \quad (21)$$

4. RESULTADOS

Nesta seção serão apresentados os gráficos com os resultados dos balanços de massa, energia, custos e exergia. Este último pela abordagem da exergia e da entropia.

4.1. Trabalho mínimo de separação

Foi feita uma correção do balanço de massa. Ou seja, o balanço de massa foi intencionalmente fechado corrigindo os fluxos de saída. Como os fluxos de entrada foram dados de entrada do simulador, adotou-se como hipótese que estes valores estão corretos. Assim o ajuste dos fluxos de saída foi feito separadamente para o balanço hídrico e de hidrocarbonetos, de forma que a relação entre as saídas se mantivesse constante.

$$m_j = \frac{m_i}{\sum m_i} \cdot (\sum m_{vapores} + \sum m_{\text{águas}} + BSW) \quad (22)$$

$$BSW = 0,6\% \cdot m_{\text{petróleo}}^2 \quad (23)$$

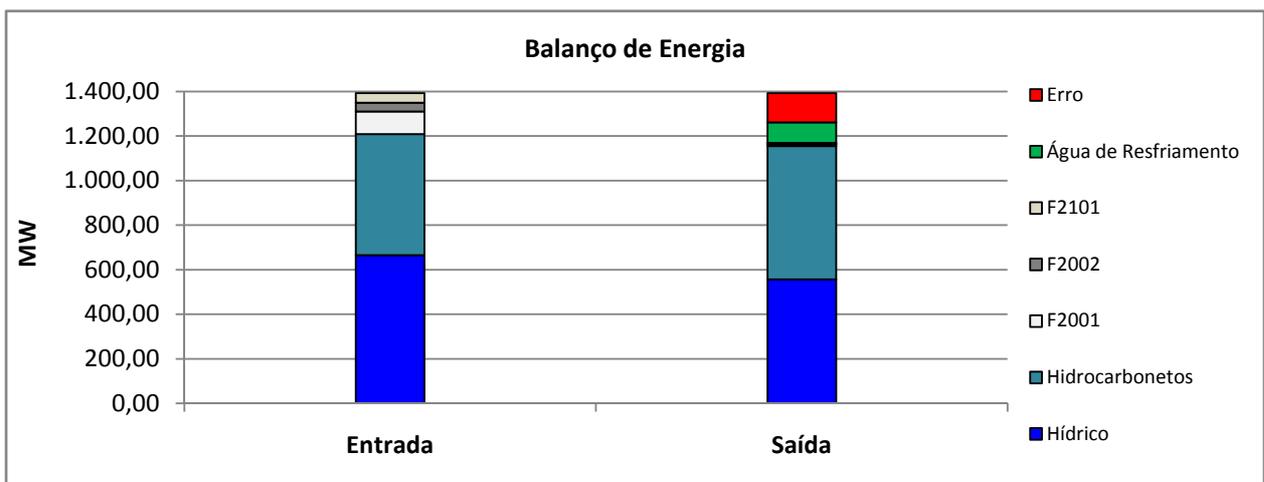
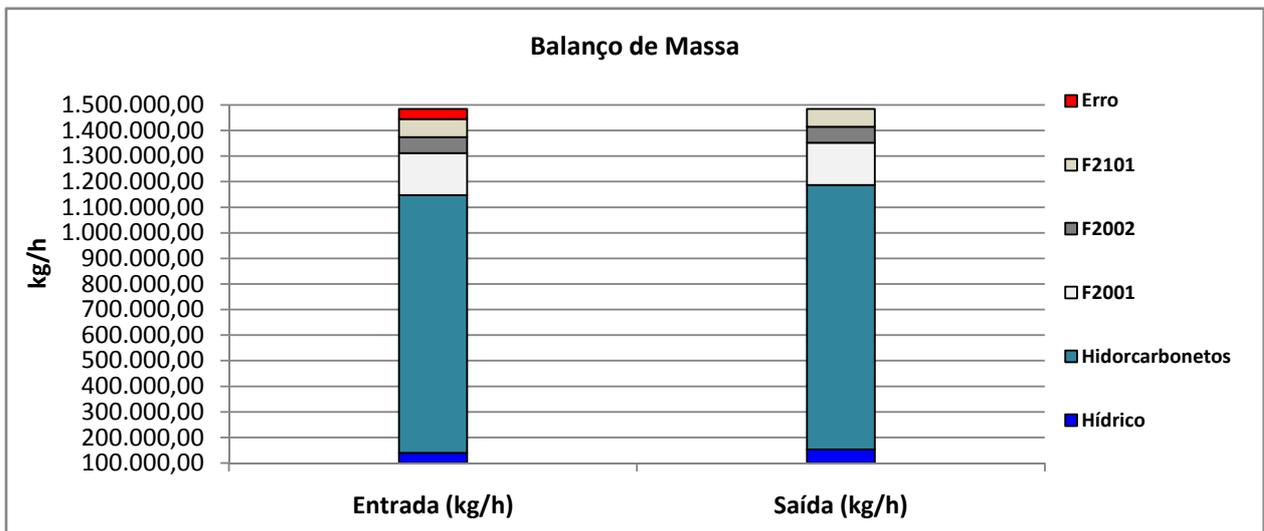
m_i , fluxo mássico hídrico antigo;
 m_j , fluxo mássico hídrico corrigido;

$$m_k = \frac{m_l}{\sum m_l} \cdot (m_{\text{petróleo}} - BSW) \quad (24)$$

m_l , fluxo mássico de hidrocarbonetos antigo;
 m_k , fluxo mássico hidrocarbonetos corrigido;

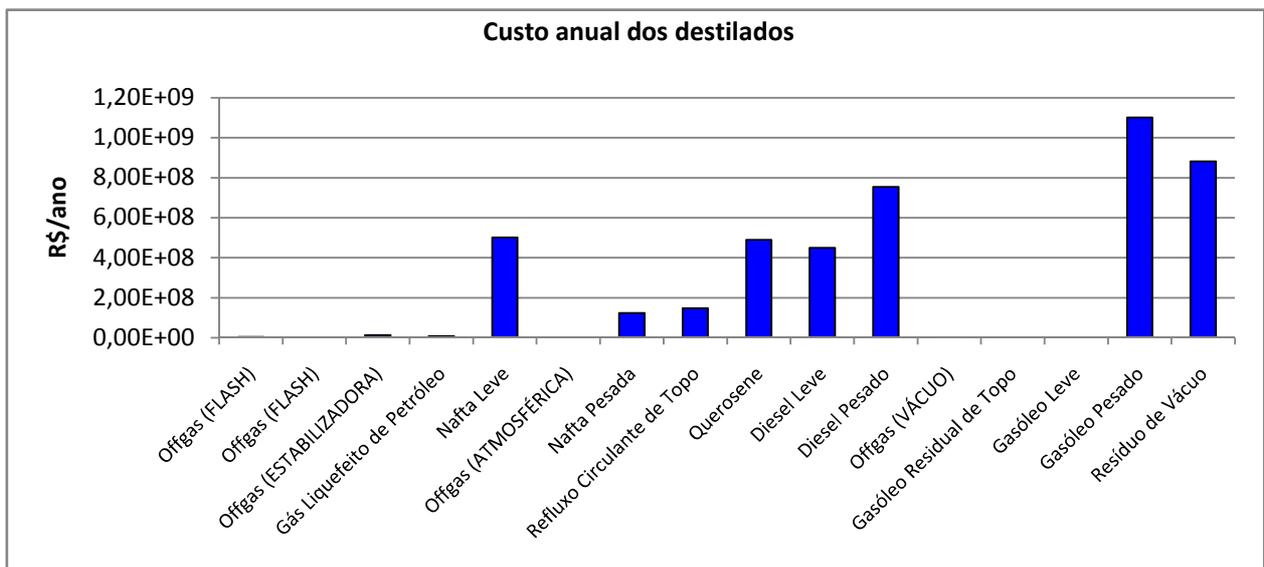
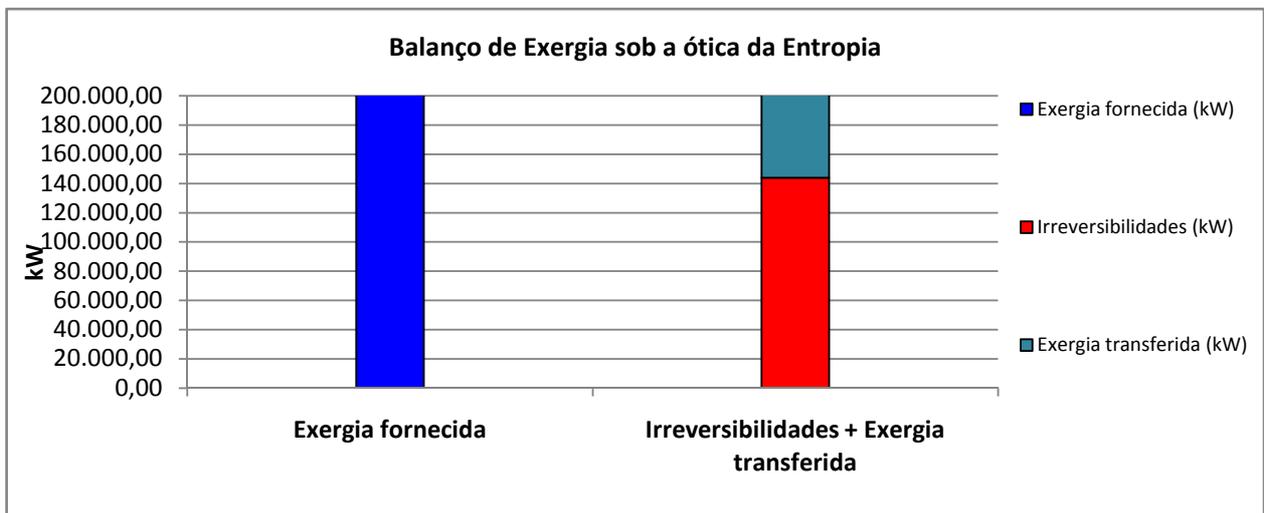
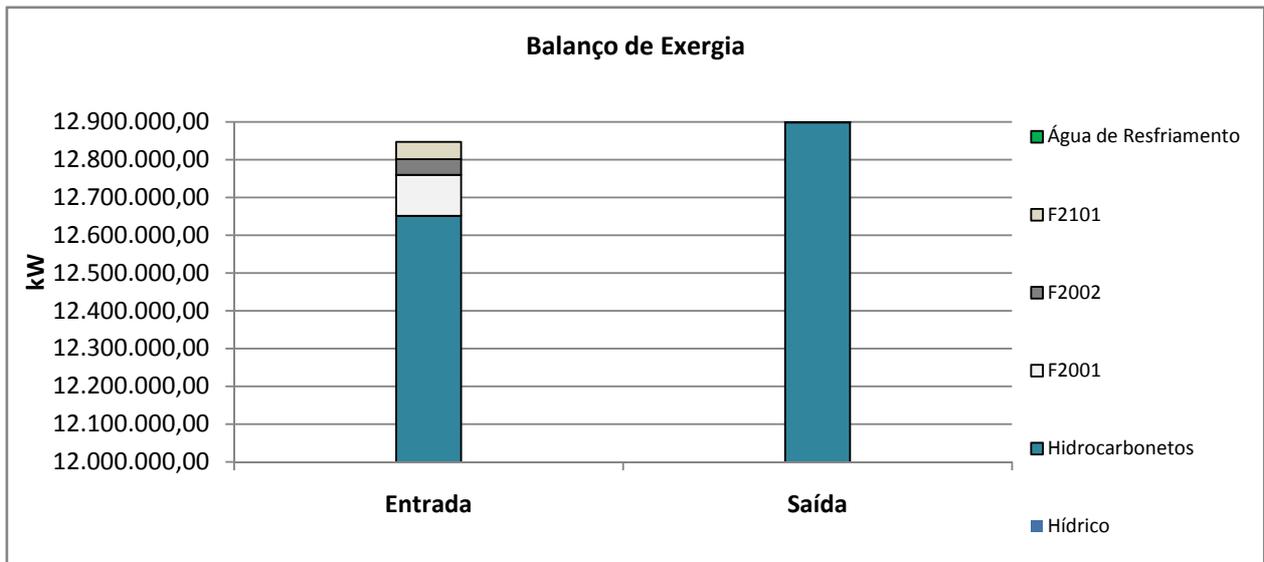
Tabela 1 – Trabalho mínimo de separação: balanço de massa corrigido

Balanço de exergia	H_o	S_o
Entrada (kW)	-595.020,40	545,49
Saída (kW)	-596.947,47	537,00
Saída - Entrada (kW)	-1.927,08	-8,49
$\Delta H_o - T_o \Delta S_o$ (kW)	604,19	



Figuras 3 e 4 – Balanço de massa e energia

² BSW (Basic Sediment and Water) – fração de água e sais no petróleo. Neste trabalho foi considerado apenas água para efeitos de cálculos.



Figuras 5, 6 e 7 – Balanços de exergia, entropia e custos

5. DISCUSSÃO

A grande dificuldade de realizar a análise exergética da destilação do petróleo é determinar onde é o limite do volume de controle. Em outras palavras, qual o verdadeiro ganho de exergia no processo. Na planta de utilidades da refinaria, por exemplo, os produtos da cogeração são potência elétrica (exergia pura) e vapor (ganho de exergia física). Ou seja, é muito claro qual é o ganho que se tem, e conseqüentemente o local da fronteira do volume de controle. Na destilação o efeito útil é apenas a separação do blend de petróleo em produtos com uma faixa mais estreita de pseudo-componentes. Entretanto, para isto é necessário o envolvimento de processos de combustão, transferência de calor, fornecimento de potência por bombas (mesmo que desprezível), etc. Então, de que forma se avalia a transferência de exergia, proveniente destes processos, para os destilados?

Assim como foi comentado na descrição da metodologia do trabalho, a variação de entropia entre as saídas e entradas é afetada pelo fornecimento de calor e pelo fracionamento do petróleo, cujos efeitos são opostos. O primeiro aumenta a entropia devido ao aumento de temperatura, e o segundo a diminui pela redução do número de pseudo-componentes que formam as misturas dos destilados.

No limite, se os destilados estiverem nas condições de referência, toda energia fornecida se transforma em ganho de entalpia da água de resfriamento e calor rejeitado. Assim o trabalho mínimo de separação limita-se ao termo de variação de entropia apenas (ver eq.(16))

Portanto a eficiência energética seria “nula”, mas como o efeito útil não envolve energia, não faz sentido calcular a eficiência energética do processo. Do ponto de vista da primeira lei não há resultados passíveis de análise, já que, no limite, é um processo isoentálpico. Isto pode ser observado na tabela 7.10 onde os fluxos de

entalpia se diferem por um erro de 0,32%, que certamente está na margem de erro do cálculo de propriedades.

Assim fica confirmado que o ganho deste processo é devido unicamente à diminuição de entropia, fazendo-se relevante apenas a análise do ponto de vista da segunda lei.

Quanto ao cálculo da eficiência exergética há uma indicação de que a rota de cálculo via balanço de entropia é mais adequado. Na tabela 7.10 o trabalho mínimo de separação é de aproximadamente 600 kW, quando os fluxos de exergia são da ordem de GW. Então o balanço

de exergia é completamente afetado pelos erros, que são potencializados devido à ordem de grandeza dos fluxos de exergia.

6. CONCLUSÕES

Entre as duas formas utilizadas para levantamento de dados, a segunda, que consistiu no apelo para a simulação computacional, se mostrou mais eficiente no âmbito numérico. A primeira, que foram dados levantados a partir de medições, não trouxe nenhuma conclusão, devido aos grandes erros encontrados em todos os balanços. Porém ambas foram insuficientes para atingir as metas estabelecidas.

Este trabalho terminou sua etapa como trabalho de conclusão de curso de graduação com mais dúvidas do que respostas. O tempo não foi compatível com a demanda por um estudo aprofundado, mas trouxe questionamentos e resultados possivelmente positivos. A importância destes questionamentos consiste na reavaliação da metodologia de trabalho, que pode não ter sido a melhor forma de se atingir os objetivos propostos. Assim como em toda espiral de projeto, o que foi feito deve ser sempre reavaliado, visando concluir da maneira desejada.

O estudo mostrou não só a dificuldade em descrever o problema da análise da destilação combinada, mas a sensibilidade dos resultados quanto à precisão dos dados de entrada. Foi possível observar que, através do balanço de entropia, chegou-se a uma eficiência exergética de 30%, mas que pelo balanço de exergia a eficiência “superaria” os 100%. Ao se fazer a análise de sensibilidade do balanço de massa chegou-se a uma eficiência exergética próxima de 30%, sob a perspectiva do balanço de entropia, e uma eficiência “negativa” a partir do balanço de exergia. Ou seja, uma correção de 2,5% no balanço de massa pode extrapolar o resultado para fora dos limites físicos possíveis.

Tendo em vista os resultados do balanço de entropia e do cálculo do trabalho mínimo de separação fica claro que a melhor maneira de avaliar a destilação combinada é sob a perspectiva da segunda lei. Pois apesar dos erros inerentes os valores encontrados nestes balanços estão dentro do esperado, enquanto que o balanço de exergia está sendo camuflado por sua ordem de grandeza, distorcendo com muita sensibilidade os resultados. Entretanto o balanço de exergia é fundamental para a realização da termoeconomia, cujos efeitos dos erros não são tão relevantes.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARAÚJO, P. A. “Análise Exergética e Termoeconômica da Planta de Utilidades de Uma Refinaria de Petróleo”. Trabalho de formatura em engenharia mecânica apresentado à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2008.
- BEJAN, A. TSATSARONIS, G. MORAN, M. “Thermal Design & Optimization”. Ed. 4. New York: John Wiley & Sons Inc, 1996.
- BENALI, T. TONDEUR D., JAUBERT, J. N. “An improved process of the crude oil atmospheric distillation for energy integration”. In: ECOS-2010, Lausanne, 2010.
- BOEHM, R. F. “Design Analysis of Thermal Systems”. New York: John Wiley & Sons Inc, 1987.
- CRUZ, F. E. “Produção de hidrogênio em refinarias de petróleo: Avaliação exergética e custos de produção”. Dissertação de Mestrado apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2010.
- ÉRIJ, V. RÁSINA, M., RUDIN M. “Química y tecnología del petróleo y del gás”. Moscou: Editorial Mir Moscú, 1985.
- FARAH, M. A. “Cálculos fundamentais em engenharia de processamento”. Programa de Trainees Petrobrás-2004, Rio de Janeiro, 2005.
- HYSYS, v3.0.1, 2008.
- KOTAS, T. J. “The Exergy Method of Thermal Plant Analysis”. Ed 2. Florida: Krieger Publishing Company, 1995.
- OLIVEIRA JR, S. de. “Fundamentos da Análise Exergética e Termoeconômica de Processos de Conversão de Energia”. Apostila. São Paulo: 2006.
- PetroSIM, v.1, 2010.
- RIVERO, R. RENDÓN C. GALLEGOS S. “Exergy and exergoeconomic analysis of a crude oil combined distillation unit”. Energy, Mexico, n.29, 1909-1927, 2004.
- SZARGUT, J. “Exergy Method: Technical and Ecological Applications”. Southampton; Boston : WIT, c2005
- SZKLO, A. ULLER, V. C. “Fundamentos do refino de petróleo: tecnologia e economia”. Ed. 2. Editora Interciência: Rio de Janeiro, 2008.
- WYLEN, V. SONNTAG, R. . BORGNAKKE, C. “Fundamentos da Termodinâmica”. Ed. 6. São Paulo: Edgard Blücher, 2006.
- YAMANISHI, E. “Simulação, análise e otimização das colunas atmosférica e debutanizadora da unidade de destilação de refino do petróleo”. Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas, 2007.
- YAWS, C. L. “Chemical properties handbook : physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals”. New York: McGraw-Hill, 1999.

EXERGY AND THERMOECONOMIC ANALYSES OF THE COMBINED DISTILLATION OF A PETROLEUM REFINERY

Daniel Fernandes Bacellar

dbacellar@gmail.com

Advisor: Dr. Silvio de Oliveira Junior

soj@usp.br

Abstract

The present work intends to show a study of a petroleum combined distillation plant, by using the exergy as the evaluation methodology. The exergy is a calculation tool of the quality of a system, or process of energy conversion, in basis of thermodynamics, economics and environmental impact. The differential of the exergy analysis, compared to the traditional forms of energy analysis, is that it considers the entropy degree, more precisely the irreversibilities associated to it. These irreversibilities establish the limit of availability (exergy) of the energy potential transformation. For two different systems containing the same internal energy, but with different entropy degrees, the potential of energy transformation are different to one and another. The thermoeconomics evaluates the production costs of the distilled products pondering by exergy basis, and not by the conventional way, which is in mass basis. By this mean the monetary value of a product will represent, directly, the thermodynamic quality of it. The exergy analysis of the distillation is particularly complicated due to the, simultaneously, physical and chemical transformations existent in it. This makes it hard to identify the contribution of the exergy flows to one and another. In order to obtain more accurate results it will be presented two redundant ways of exergy analysis: exergy balance and entropy balance. The results presented here refers to collected data from a computational simulation.

Keywords: Distillation, entropy, exergy and thermoeconomics.