

ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN.

DIANA ARROYAVE
WILMAR SUARÉZ
CAROLINA OSPINA
MARIBEL GONZÁLEZ

Ingeniería Química, Facultad de Minas, Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín

RESUMEN:

Se realizó un análisis de energía y de exergía a una torre de destilación y, así mismo, se evaluaron y plantearon algunas alternativas de ahorro de energía en este tipo de operación. En la primera parte de este artículo, se presentan los aspectos teóricos más relevantes de las torres de destilación, se continúa con un análisis energético y exergético detallado de una torre de destilación convencional. Se plantea luego la posibilidad de implementar un dispositivo adicional, una bomba de calor, como alternativa para disminuir exergía destruida y se muestran los resultados cuantitativos de las mejoras logradas. Finalmente, se concluye que la realización del estudio energético y exergético permite el mejoramiento de la eficiencia energética y la optimización de los procesos industriales.

PALABRAS CLAVES: Torre de destilación, exergía, bombas de Calor, Ciclos de refrigeración, proceso de separación, entropía generada.

ABSTRACT:

In this work, an Energetic and Exergetic analysis was carried out for a distillation tower and, likewise, some alternatives which give energy saving in this type of operation were evaluated. In the first part of this article the most theoretical aspects of distillation towers are presented, to be continuous with a detailed energy and exergy analysis of a tower of conventional distillation. To be think then the possibility to implement an additional device, a heat pump, as alternative to diminish destroyed exergy and the quantitative results of the achieved improvements are shown. Finally, was concluded that the realization of the energy and exergetic study allow the improvement of the energetic efficiency and optimization of the industrial processes.

KEYWORDS: Distillation tower, exergy, Heat pumps, cycles of refrigeration, separation process, generated entropy.

INTRODUCCIÓN

La destilación es una de las operaciones unitarias más empleadas en la industria química, petroquímica, alimentaria, farmacéutica y perfumera, para la separación de los componentes que forman mezclas líquidas miscibles e inmiscibles.

En la destilación, la nueva fase difiere de la original por su contenido calorífico, pero el calor se incrementa o se elimina sin dificultad. Por supuesto, debe considerarse el costo de aumentarlo o eliminarlo. En la operación de una columna de destilación puede existir grandes pérdidas en la calidad de energía, las cuales pueden disminuirse implementando dispositivos alternos que ayuden a aprovechar la energía de la mejor manera posible. Algunas de las posibilidades se analizarán en este artículo.

Es importante tener en cuenta que el ahorro de energía es vital y se traduce en ahorro económico, no sólo para torres de destilación, sino en todos los procesos que incluyan algún cambio energético (Sulzer Chemtech). Para efectuar un análisis energético eficaz, es necesario conocer la cantidad y la calidad de energía de cada corriente involucrada en la operación. Para estudiar las posibilidades de aprovechamiento de las mismas, debe tenerse en cuenta que los requerimientos del proceso no deben verse

afectados de ninguna manera, es decir, se debe lograr disminuir el consumo energético, manteniendo o, si es posible, aumentando la producción.

Debido a la amplia utilización de las torres de destilación, se han realizado varios trabajos acerca del estudio exergético, mejoramiento u optimización de las mismas. Uno de los más recientes realizados sobre el tema es el de Daniel Hänggi e Istvan Meszaros, ambos de la Sulzer Chemtech, en el que se muestran tres dispositivos auxiliares diferentes basados en el funcionamiento de una bomba de calor que recicla gran parte de la energía utilizada, reduciéndose así el consumo energético. Otro estudio sobre el tema fue el realizado recientemente en el Instituto Mexicano de Ingeniería Química, en el que se hizo un detallado análisis exergético de un sistema de destilación, dividido en cuatro partes, así: sección de rectificación adiabática, sección de agotamiento adiabática, sección de rectificación diabática y sección de agotamiento diabática. Que tuvo como objetivo la determinación de la distribución de pérdidas exergéticas dentro de la torre y la distribución óptima del calor transferido dentro de la columna con el fin de producir la mínima pérdida total de exergía (Rivero, 2001). En el campo de las refinerías, se ha hecho un amplio estudio sobre este tema, resaltándose trabajos recientes llevados a cabo en el Instituto Mexicano de Petróleos como

Simulación, análisis exergético y aplicación de la destilación diabática para la producción de Metilpentileter a partir de crudo (Rivero, 2004) y Aplicación del concepto de exergía en el refinamiento del petróleo y la industria petroquímica (Rivero, 2002). Empleando la segunda ley de la termodinámica, por medio del concepto de exergía.

En este trabajo, se presentarán algunos aspectos teóricos importantes, se explicará mas profundamente porqué es necesario realizar un análisis energético y exergético a una columna de destilación. Esta evaluación se realizará, tomando como base tanto la primera como la segunda ley de la termodinámica.

DESTILACIÓN

La destilación es un proceso de separación en el cual se calienta un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase de vapor, y, a continuación, se enfría el vapor para recuperar dichos componentes en forma líquida por medio de una condensación. El líquido con el componente menos volátil es el residuo o fondo. El vapor que promueve la separación se produce en el fondo de la torre por la evaporación parcial del líquido en el rehervidor.

Mediante la manipulación adecuada de las fases, o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible lograr una separación y recobrar, en consecuencia, los componentes de la mezcla con un alto grado de pureza. Exceptuando los casos en los que se da la formación de un azeótropo binario, lo que imposibilita la producción de productos puros mediante fraccionamiento ordinario.

Los equipos comúnmente utilizados para las operaciones de separación gas-líquido, son las torres de platos, las cuales tienen el propósito de permitir el contacto íntimo de los dos fluidos con el fin de que se lleve a cabo la difusión interfacial de los componentes (Treybal, 1988).

BOMBA DE CALOR

Debido al alto consumo energético requerido por una torre de destilación convencional, se pueden evaluar algunas alternativas de ahorro energético cuyo aprovechamiento, muchas veces, no es el más adecuado. Una bomba de calor constituye una de las posibilidades para reducir drásticamente el consumo energético en dicha operación de separación, pues, permite reciclar gran parte de la energía utilizada.

La bomba de calor es un aparato capaz de extraer calor de una fuente energética natural, aire, agua, etc., y transmitirlo a otro lugar para su utilización. De ahí el nombre de “bomba de calor” por su comparación al bombeo de un fluido de un lugar a otro. La bomba de calor tiene la particularidad, sobre los sistemas convencionales, que, por cada kilovatio consumido, se obtiene el equivalente a 2.580 kcal, aproximadamente, es decir, tres veces más que por efecto Joule, $3 \times 860 \text{ kcal} = 2.580 \text{ kcal}$. La razón de este elevado rendimiento es precisamente el aprovechamiento de la energía de un medio a baja temperatura. En la operación de una bomba de calor, se bombea la energía térmica no utilizable desde un nivel de baja temperatura a otro más alto en el que pueda utilizarse nuevamente en el proceso. Los cambios termodinámicos que sufre la sustancia refrigerante durante el proceso son (ver Figuras 1 y 2):

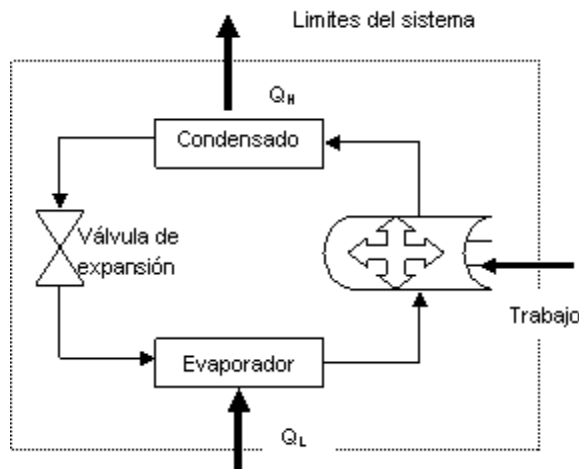


Figura 1. Esquema básico de una bomba de calor.

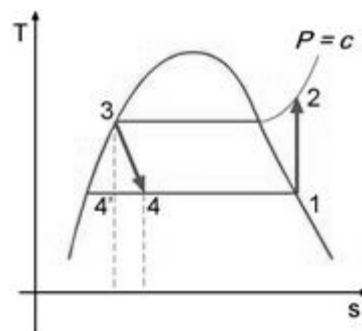


Figura 2. Diagrama T-s para el ciclo de bomba de calor.

1º) El refrigerante en estado de vapor saturado, a una temperatura T_1 y a una presión P_1 , se aspira por el compresor, que lo comprime reversible y adiabáticamente hasta alcanzar la temperatura T_2 y presión P_2 . Durante este proceso, el vapor ha ido aumentando su presión y temperatura, alcanzando un valor máximo de temperatura debido al calor de compresión producido por el propio compresor.

2º) El refrigerante pasa de vapor sobrecalentado a vapor saturado en el condensador, y, a partir de este punto, el vapor comienza a condensarse hasta llegar a líquido saturado.

3º) El refrigerante, al pasar a través de la válvula de expansión, experimenta una reducción de su presión, de P_3 a P_4 , y de su temperatura, de T_3 a T_4 , a entalpía constante, es decir, sin pérdida de calor. En la expansión, parte del refrigerante líquido, se transforma en vapor, terminando en una mezcla líquido-vapor.

4º) Al entrar el refrigerante como una mezcla líquido-vapor en el evaporador, el líquido se va evaporando hasta llegar a la forma de vapor saturado.

Análisis energético y exergético

Se introduce en esta instancia un término muy importante para efectuar un completo análisis termodinámico de cualquier sistema en estudio: la exergía.

Sin esta magnitud, sería imposible evaluar correctamente los costos de las diferentes corrientes energéticas y sus pérdidas, aspecto imprescindible en el establecimiento de programas para la reducción de los costos energéticos.

La calidad de la energía, disponibilidad o exergía, como se denomina a esta propiedad termodinámica que no depende del tipo de corriente energética que la a porte, permite además evaluar un nuevo tipo de pérdida energética no distinguida hasta el momento por los tradicionales métodos de análisis aplicando el primer principio de la termodinámica, donde la cantidad de la energía es invariable y no se mide la pérdida de su capacidad o valor de uso. Un sistema técnico de transformación de la materia, de la energía o aquel que involucre a ambos será eficiente energéticamente no sólo porque gaste poca cantidad de energía, sino porque utilice la energía de la calidad necesaria y no destruya innecesariamente la disponibilidad (o posibilidad) de realizar trabajo de una corriente energética dada, incrementando la contaminación ambiental y elevando sus costos energéticos. Esta propiedad de la energía, no tenida en cuenta muchas veces en el diseño de los sistemas energéticos, abre también nuevas oportunidades de perfeccionamiento y mejoramiento de la eficiencia energética y optimización de los procesos. Agregando a las medidas de conservación de la cantidad de la energía conocidas, nuevos conceptos y medidas para la disminución de las pérdidas de su calidad. Lo que requiere de métodos y procedimientos de evaluación particulares basados fundamentalmente en las consecuencias del segundo principio de la termodinámica.

EJEMPLO DE APLICACIÓN DEL ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO².

Para realizar el análisis, se considerará una columna de destilación, como la observada en la Figura 3, en la cual, con fines puramente ilustrativos, entran F kg/h de una solución líquida saturada de etanol (A) – agua (B), que contiene X_F en peso de etanol, que funciona a 1 atm, para producir un destilado que contenga D kg/h con un porcentaje X_D de etanol y un residuo que contenga W kg/h con una fracción X_W de etanol (ver Tabla 1, datos numéricos).

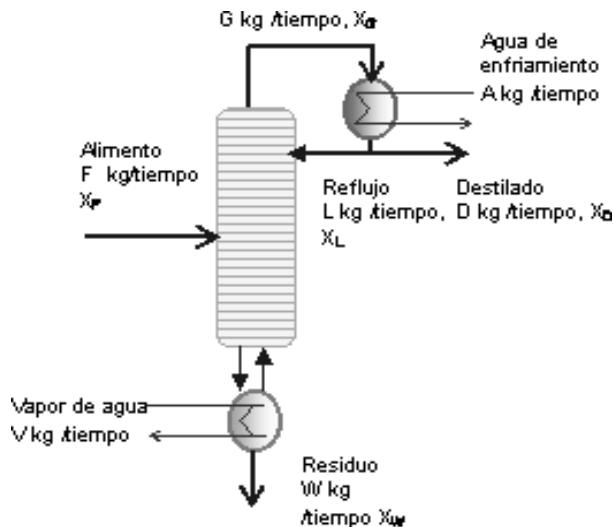


Figura 3. Esquema de la torre de destilación utilizada para el análisis energético y exergético.

Corriente	Flujo másico (kg/h)	Fracción peso de etanol (x)	Fracción mol de Etanol - (x)
F	5000	0.5	0.28
D	-	0.95	0.88
W	-	0.01	0.004

Los valores de las corrientes y la relación de reflujo se tomaron del Treybal (1988), para la destilación de una solución etanol-agua.

Tabla 1. Datos de las corrientes para el análisis energético y exergético de la torre de destilación.

El destilado se condensa totalmente hasta un líquido y el reflujo se va a regresar en su punto de burbuja.

La relación de reflujo se tomará como 1.029 de acuerdo con lo observado en la bibliografía (Treybal, 1988).

El proceso se subdivide en los siguientes tres sistemas, mostrados en la Figura 4:

Sistema I: torre, rehervidor y condensador

Sistema II: condensador

Sistema III: torre y rehervidor

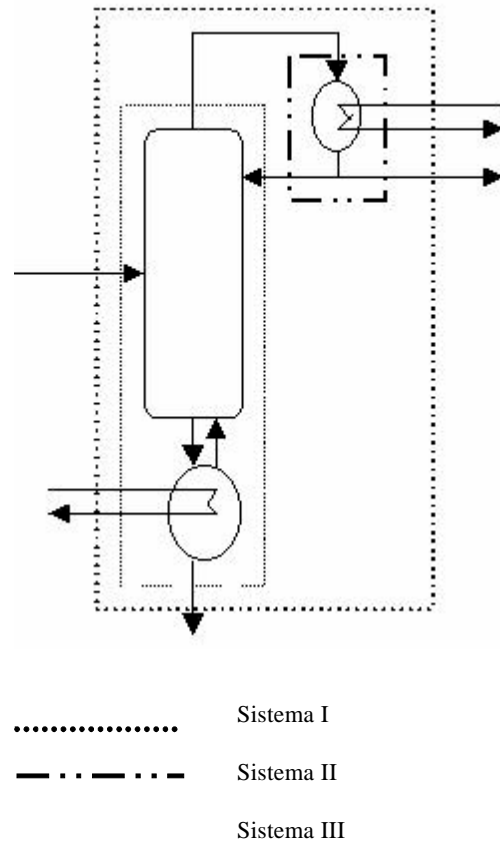


Figura 4. Sistemas que se estudian en el análisis.

Se toma como base de cálculo el flujo de alimentación a la torre
 $F = 5000 \text{ kg/h}$ y 1 hora de operación en estado estacionario.

BALANCES DE MATERIA

Sistema I

Balance de materia total

$$F = D + W \quad (1)$$

Balance de materia de etanol

(2)

Sistema II

Balance de materia total

$$L = DR \quad (3)$$

(4)

Resolviendo simultáneamente las ecuaciones anteriores, se obtienen los flujos máscicos de todas las corrientes (ver Tabla 2).

FLUJOS MOLARES

A partir de la ecuación anterior, se obtienen los flujos molares de las corrientes (ver Tabla 2).

Corriente	Flujo máscico (kg/h)	Flujo molar (Kmol/h)
F	5000	193.001
D	2606	60.97
W	2393.62	132.022
G	5288.35	123.72
L	2681.96	62.747

Tabla 2. Flujos máscicos y molares para todas las corrientes

Para los cálculos siguientes, se utilizarán las fracciones tanto máscicas como molares representadas como X, de acuerdo con las unidades requeridas en cada ecuación. De la misma forma, se trabajará con los flujos.

BALANCES DE ENERGÍA

Los valores de las entalpías H_w , H_L , H_D y H_F del diagrama entalpía-concentración en el punto de burbuja para cada concentración, respectivamente. H_G se tomó en el punto de rocío de la solución para su respectiva concentración (ver Tabla 3).

Sistema II

$$GH_G = LH_L + DH_D + Q_C \quad (5)$$

A partir de la ecuación anterior se puede calcular el calor en el condensador:

$$Q_C = 1110554 \text{ kcal} = 4649667.5 \text{ kJ}$$

Corriente	Fracción peso de Etanol (x)	Entalpías (kcal/kg)
HF	0.5	75
HL=HD	0.95	60
HW	0.01	100
HG	0.95	270

Los valores de Entalpía para la solución etanol agua fueron tomados del Perry (1985), Manual del Ingeniero Químico. Diagrama de entalpía-concentración para alcohol etílico en solución acuosa.

Tabla 3. Valores de entalpía para cada una de las corrientes.³

Sistema I

$$FH_F + Q = DH_D + WH_W$$

Donde Q es el calor neto en la torre

$$Q = Q_R - Q_C$$

$$Q_R = DH_D + WH_W + Q_C - FH_F \quad (6)$$

$$Q_R = 1131298.2 \text{ kcal} = 4736519.3 \text{ kJ}$$

Flujo del agua de enfriamiento y del vapor de agua en el rehervidor

Realizando un balance de energía para el agua de enfriamiento se obtiene

$$ACp_{\text{agua}} dT = Q_c$$

Realizando la integral para valores de la temperatura del agua desde 20°C hasta 65°C y con el calor del condensador hallado anteriormente es posible encontrar el flujo de agua requerido,

$$A = 1367549 \text{ mol/h}$$

Se realiza ahora el balance de energía para el vapor de agua en el rehervidor, considerando que éste entra como vapor saturado y sale como líquido saturado a 270°C.

donde $H_{LV} = 2260 \text{ kJ/kg}$

$$V = 116304.11 \text{ mol/h}$$

BALANCES DE ENTROPÍA

Sistema I

(7)

Cálculo de las entropías en cada corriente

La entropía de una solución, se puede hallar de la siguiente forma:

$$S(T, P) = \sum_{i=1}^n X_i \times s_i \quad (8)$$

Donde:

n = número de componentes de la mezcla

$$s_i = s_i(P, T) + s_i^m \quad (9)$$

En la cual el término s_i^m es característico de la mezcla. Para el cálculo de las propiedades termodinámicas, la solución etanol-agua se considerará ideal, porque no se tienen en cuenta los calores de solución y los coeficientes de actividad.

$$s_i^m = -R' \ln X_i \quad (10)$$

Cuando no se cuenta con los valores de entropía para cada temperatura, se puede evaluar el término $s_i(P, T)$ de la siguiente forma (Perry, 1985).

Para sólidos y líquidos incompresibles:

$$s_i(T, P) = s_i(T_o, P_o) + \int_{T_o}^T C_p \frac{dT}{T} \quad (11)$$

Para gases perfectos:

$$s_i(T, P) = s_i(T_o, P_o) + \int_{T_o}^T C_p \frac{dT}{T} - R' \ln \frac{P}{P_o} \quad (12)$$

Entropía en las corrientes F, L, D y W

Estas corrientes se encuentran como líquidos saturados a su respectiva temperatura.

Valores de entropía para el agua y el etanol a 25°C y 1 atm.

$$s_{\text{etanol}}(T_o, P_o) = 160.7 \text{ J/molK}$$

$$s_{\text{H}_2\text{O}}(T_o, P_o) = 69.91 \text{ J/molK}$$

$$\frac{C_p(\text{líquidos})}{R'} = A + BT + CT^2$$

Los valores de las constantes para el cálculo de la capacidad calorífica del agua y del etanol para la fase líquida y la gaseosa, se observan en la Tabla 4.

Constantes	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁹ D
Etanol (l)	33.866	-172.60	349.17	
Etanol (g)	3.518	20.001	6.002	
Agua (l)	8.712	1.25	-0.18	
Agua (g)	3.47	1.45		0.121

Fuente (Smith, 1996).

Tabla 4. Constantes del agua y del etanol para el cálculo de la capacidad calorífica

De la ecuación (11) para el etanol:

$$s_{\text{etanol}}(T, P) = 181.43 \text{ J/mol} \cdot K$$

Ahora, a partir de la ecuación (10), se obtiene

$$s_{\text{etanol}}^m = 10.6 \text{ J/mol} \cdot K$$

Llevando los valores calculados a la ecuación (9).

$$s_{\text{etanol}} = 192.03 \text{ J/mol} \cdot K \quad (9a)$$

Aplicando ahora las ecuaciones (10) y (11) para el agua:

$$s_{\text{agua}}(T, P) = 82.72 \text{ J/mol} \cdot K$$

Reemplazando en (9)

$$s_{agua}^m = 2.73 J/mol \cdot K$$

llevando estos valores a la ecuación (9)

$$s_{agua} = 85.45 J/mol \cdot K \quad (9b)$$

los resultados obtenidos en (9a) y (9b), se reemplazan en la ecuación (8):

$$s_F(T, P) = 115.33 J/mol$$

Siguiendo el mismo procedimiento, se pueden encontrar las entropías para las corrientes D, L y W (ver Tabla 5).

Entropía en la corriente G

La corriente G es un vapor saturado con composición de etanol

$$\bar{X} = 0.996 \text{ a la temperatura } T=77.5^\circ\text{C}.$$

$$\frac{Cp(gases)}{R'} = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

G es un flujo gaseoso (en el punto de rocío); en las condiciones de referencia de 25°C y 1 bar la solución se encuentra como líquido. Por lo tanto, en la ecuación (12), hay que tener en cuenta el término de vaporización:

$$si(T, P) = si(T_0, P_0) + \int_{T_0}^{T_{sat}} Cp \frac{dT}{T} + \frac{\lambda_{vap}}{T_{sat}} - R' \ln \frac{P}{P_0} \quad (12a)$$

Aplicando esta ecuación para el caso del etanol, cuya temperatura de saturación a 1bar es $T_{sat} = 77.8^\circ\text{C} = 350.95$

$$K, \quad \lambda_{vap} = 39347.53 \text{ J/mol}.$$

$$s_{etanol}(T, P) = 292.697 J/molK$$

El término $-R' \ln \frac{P}{P_0}$ se hace igual a cero, ya que la presión de referencia es igual a la presión de operación.

A partir de la ecuación (10), se obtiene:

$$s_{etanol}^m = 1.06 J/mol \cdot K$$

$$s_{etanol} = 293.757 J/mol \cdot K$$

Usando la ecuación (12a) en el caso del agua, cuya temperatura de saturación a 1 bar es $T_{sat} = 99.1^\circ\text{C} = 372.25\text{K}$; $\lambda_{vap} = 40740.9\text{J/mol}$

$$s_{agua}(T, P) = 196.955 J/molK$$

El término de mezcla es:

De esta forma, la entropía del agua es

$$s_{agua} = 214.575 J/mol \cdot K$$

Reemplazando en (9)

$$s_G(T, P) = 284.25 J/mol \cdot K$$

Los valores de entropía para cada corriente, se presentan en la Tabla 5.

Corriente	Entropía (J/mol K)
F	115.33
D	171.56
W	84.53
G	284.25
L	171.56

Tabla 5. Valores de entropía para cada una de las corrientes

Entropía de A y V

El cambio de entropía del agua de enfriamiento, se puede calcular de la siguiente forma:

$$\Delta s_A = \int_{298K}^{338K} \frac{Cp_{agua}}{T} dT = 10.79 J/mol \cdot K$$

La entropía del vapor y del líquido saturados en el rehervidor, se puede encontrar en tablas de vapor a 170 °C:

$$\Delta s_V = s_{Vs} - s_{Ve} = -75.4 \text{ J/mol} \cdot K$$

De esta forma, la ecuación (7) se puede reorganizar así:

$$S_{GEN(SistI)} = Ds_D + V\Delta s_V + A\Delta s_A + Ws_W - Fs_F \quad (7.a)$$

$$S_{GEN(SistI)} = 5743594.3 \text{ J/K}$$

Sistema II

En el condensador, el balance de entropía queda de la siguiente manera:

$$Gs_G + As_{Ae} + S_{GEN} = Ds_D + Ls_L + As_{As} \quad (13)$$

$$S_{GEN(SistII)} = Ds_D + Ls_L + A\Delta s_A - Gs_G \quad (13a)$$

$$S_{GEN(SistII)} = 813332.23 \text{ J/K}$$

Sistema III

La entropía generada en la torre y en el rehervidor, puede calcularse como sigue

$$S_{GEN(SistIII)} = S_{GEN(SistI)} - S_{GEN(SistII)} \quad (14)$$

$$S_{GEN(SistIII)} = 4930262.1 \text{ J/K}$$

EXERGÍA DESTRUIDA

La exergía destruida en un sistema es:

$$Exd = T_o S_{GEN} \quad (15)$$

Donde T_o es la temperatura de los alrededores, 25°C.

Sistema I

$$Exd_{SistI} = 1712452.64 \text{ kJ} = 1712.5 \text{ MJ} \quad (15.a)$$

Sistema II

$$Exd_{SistII} = 242495 \text{ kJ} = 242.5 \text{ MJ}$$

Sistema III

$$Exd_{SistIII} = 1469957.64 \text{ kJ} = 1470 \text{ MJ} \quad (15.a)$$

Variación de la exergía destruida con la relación de reciclo

La exergía destruida en una torre de destilación es directamente proporcional a la relación de reflujo. Entre mayor sea la relación de reflujo, mayor será la exergía destruida (ver Figura 5). Lo que es natural, ya que, al ir aumentando la relación de reflujo, crecen los flujos de las corrientes G y L, porque mayores cantidades de líquido y vapor se recirculan por cantidad unitaria de alimentación. Al aumentar la corriente gaseosa de la cabeza de la torre, la entropía generada en el sistema I, ecuación (17a), aumenta debido a que el flujo de agua necesario para condensar completamente la corriente gaseosa es mayor; de igual modo, se incrementan los requerimientos de vapor de agua en el rehervidor. Es importante resaltar que la pérdida de la calidad de energía no depende únicamente de las propiedades termodinámicas de los componentes que intervienen en el proceso, sino también de los flujos de las mismas.

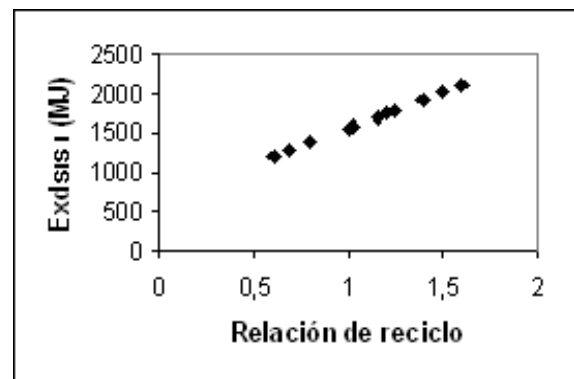


Figura 5. Variación de la exergía destruida en la torre de destilación con la relación de reflujo.

ALTERNATIVAS PARA DISMINUIR EL CONSUMO ENERGÉTICO

Utilización del residuo (W) para precalentar la alimentación

La corriente W, por su temperatura a la salida de la torre, posee gran potencial energético, el cual se puede aprovechar por medio de un intercambio de calor de ésta con la alimentación, que requiere un calentamiento previo a la entrada de la torre. Para cuantificar la calidad energética que se puede utilizar en el proceso a partir del residuo, se hace un análisis energético de la misma sin el intercambio calórico y con él.

Exergía de la corriente W sin la implementación del intercambiador

La exergía se puede definir como:

$$ex = (h - h^o) - T_o (s - s^o) \quad (16)$$

Para todos los cálculos de exergía requeridos, se toma como estado de referencia para la entalpía y entropía de referencia (h^o y s^o), 25°C y 1 bar; y $X = 0.28$ para la concentración de la alimentación, obteniéndose los valores:

$$h^o = 2167 \text{ J/mol}$$

$$s^o = 100.26 \text{ J/mol} \cdot K$$

La corriente W sale de la torre a una temperatura de 100°C, con la cual se calculan sus propiedades:

$$h_W = 100 \text{ kcal/kg} = 7582.29 \text{ J/mol}$$

$$s_W = 87.53 \text{ J/mol} \cdot K$$

$$ex(W) = 9270.36 \text{ J/mol}$$

La exergía molar se multiplica por el flujo molar para hallar la exergía total de la corriente W

$$ex(W) = 1225.4 \text{ MJ}$$

Exergía de la corriente W con el intercambiador

Se aproximará la temperatura de la solución en W después del intercambiador igual a 30°C; por lo tanto, sus propiedades se calcularon a esta temperatura, con el diagrama de entalpía-concentración.

A partir de la ecuación (16), se tiene que:

$$ex(W) = 8386.4 \text{ J/mol}$$

$$ex(W) = 1107.2 \text{ MJ}$$

$$1225.4 - 1107.2 = 118.2 \text{ MJ} \quad (17)$$

Como se observa, se aprovechan en el proceso 118MJ de calidad de energía, lo que representa un ahorro de, aproximadamente, el 10%.

Implementación de la bomba de calor en la torre de destilación.

Una de las alternativas más importantes a considerar en el caso de intentar reducir las pérdidas de exergía en una torre de destilación es el uso de una bomba de calor.

En una planta de destilación convencional, grandes cantidades de energía pasan por los límites del sistema. Por el contrario, en una planta con bomba de calor sólo se alimentan o evacuan

pequeñas corrientes de energía; la mayor parte de la energía permanece en el sistema. Estas razones demuestran los grandes beneficios al instalar dichos dispositivos.

En la planta tradicional, primeramente, se alimenta la energía al sistema a través del evaporador, ubicado en la parte baja de la torre, con objeto de que se origine la carga de vapor necesaria en la columna de separación.

En el condensador, se condensan los vapores que salen de la columna. Según análisis energéticos efectuados a esta corriente de salida, cerca del 95% de la energía utilizada en el evaporador abandona el sistema sin haber sido reutilizada.

En una planta de destilación con bomba de calor, se acoplan energéticamente el evaporador y el condensador. La bomba de calor administra la energía, que normalmente, se evacua en la cabeza de la columna.

Este proceso con bomba de calor necesita sólo una fracción de la energía térmica en comparación con las plantas de destilación habituales; además, no necesita vapor de calefacción ni grandes consumos de agua de refrigeración.

Principales sistemas de bombas de calor

En la actualidad, se cuenta con tres tipos principales de bombas de calor para su implementación en el proceso de destilación y aprovechar la mayor cantidad de energía posible; estos sistemas son:

Recompresión directa de vapor:

En ésta, se presurizan los vapores de la cabeza de columna hasta tal punto que la temperatura resultante sea suficiente para calentar el evaporador de fondo.

Bombas de calor con circuito auxiliar:

Éstas se usan en el caso que el producto de la cabeza no sea apto para la compresión.

En este sistema, un condensador licua el producto de cabeza y evapora el medio auxiliar con la energía que se libera. Éste se comprime mediante la bomba de calor a la presión requerida y se condensa en el evaporador (parte inferior de la torre), produciendo simultáneamente la evaporación del producto de fondo.

Eyector de vapor:

Este dispositivo, por medio de vapor de media o vapor del producto, comprime una parte de los vapores de cabeza de la columna a la presión necesaria para calentar el evaporador. Un condensador auxiliar licúa los vapores restantes de la cabeza. En el mismo evaporador, se condensa el vapor de mezcla y, con la energía liberada, se evapora el producto de fondo (*Sulzer Chemtech*).

Para realizar el análisis detallado a la torre de destilación, se eligió la bomba de calor con circuito auxiliar. Este caso es generalizable a la mayoría de sistemas debido a que no utiliza

la recompresión directa de vapores de cabeza, método que no se puede implementar en el caso de que el producto de cabeza no sea apto para la compresión.

Aplicación del ciclo de bomba de calor al caso en estudio. Supuestos principales.

- Se desea extraer un máximo de calor equivalente a 4649.6675 MJ de la corriente gaseosa de la cabeza de la torre.
- En el rehervidor, se necesita suministrar un calor de 4736.5 MJ para poner en ebullición el líquido de fondos de la torre.
- La temperatura a la cual se está evaporando el refrigerante se tomará constante e igual a 65°C ($T_L = 338$ K)
- La temperatura a la cual se condensa el refrigerante, se tomará constante e igual a 170°C. ($T_H = 443$ K).
- El depósito del cual se extrae calor es la corriente gaseosa de cabeza de torre. La temperatura de este depósito permanece aproximadamente en un valor de 77.5 ° C (350.5K).
- El depósito que recibe el calor (rehervidor) permanece en un valor aproximado de 100 ° C (373 K).
- El refrigerante que se usará es agua.

Cálculo de COP_{max} o COP_{ideal}.

El coeficiente de operación (COP) de una bomba de calor, se define como el cociente entre la energía térmica suministrada mediante transferencia de calor al recinto a calentar y el trabajo necesario para realizar la operación del sistema, es decir, este parámetro especifica cuanta energía se suministra por cada vatio de energía utilizado (Gutiérrez, 2002).

El COP da una idea de la eficiencia con que se está “bombeando” calor desde la fuente fría hacia la fuente caliente. Para el caso

$$COP_{max} = \frac{1}{1 - \frac{T_L}{T_H}} = \frac{1}{1 - \frac{338}{443}} = 4.22 \quad (18a)$$

Se debe cumplir que el COP_{Real} sea una fracción del COP_{Máx}; el COP_{Real} recomendado por la bibliografía está entre 3.0 y 3.5. En el presente estudio, se trabajará con un COP_{Real} de 3.5, que es consecuente con una bomba de calor real.

$$COP_{Real} = \frac{1}{1 - \frac{Q_L}{Q_H}} = 3.5 \quad (18.b)$$

Según se determinó en los balances de energía efectuados a los sistemas mostrados en la Figura 4, en el caso del sistema I, se observó que existía un máximo de energía que ingresa en el sistema correspondiente a 6306.6 MJ ($Q_R + FH_P$); también, se aprecia que, en dicho sistema, se destruye una exergía de 1712 MJ; por lo tanto, sólo es posible utilizar 4594.6 MJ de energía. A pesar de esto, se va a suponer que la carga calorífica que suministrará la bomba de calor es el calor necesario para evaporar la solución en el rehervidor, es decir, 4736.5 MJ; este valor será el correspondiente a Q_H .

De acuerdo con este valor de Q_H , y según el COP_{Real}, se determina que la cantidad máxima de calor que puede extraerse por la bomba de la corriente gaseosa de cabeza (según la ecuación 18.b) es 3383.23 MJ; éste será el valor de Q_L .

Ecuaciones de balance en el ciclo de bomba de calor.

Balance de masa:

Para todos los equipos del ciclo se cumple que:

$$M_{Entra} = M_{Sale} = M_{H2O}$$

Balances de energía:

Propiedades del agua tomadas de (Perry, 1985).

$$h_1 = 2618.3 \text{ kJ / kg ; } h_3 = 829.98 \text{ kJ / kg.}$$

Balance de energía en la válvula:

$$M_{H2O} * h_3 = M_{H2O} * h_4 \quad (19)$$

$$h_3 = h_4$$

Balance de energía en el evaporador:

$$M_{H2O} * h_4 + Q_L = M_{H2O} * h_1 \quad (20)$$

$$M_{H2O} = \frac{Q_L}{(h_1 - h_4)} = 1891.84 \text{ kg agua}$$

Balance de energía en el condensador:

$$M_{H2O} * h_2 = M_{H2O} * h_3 + Q_H \quad (21)$$

$$h_2 = \frac{M_{H2O} * h_3 + Q_H}{M_{H2O}} = 3333.64 \text{ kJ / kg}$$

Balance de energía en el compresor:

$$M_{H2O} * h_1 + W_e = M_{H2O} * h_2 \quad (22)$$

$$W_e = M_{H2O} * (h_2 - h_1)$$

$$W_e = 1353308.83 \text{ kJ.}$$

Balance total de energía en el ciclo:

$$Q_L + W_e = Q_H \quad (23)$$

$$W_e = Q_H - Q_L = 1353291.23 \text{ kJ.}$$

Se observa que el balance total de energía se cumple en el ciclo.

Balance de entropía:

$$\frac{Q_L}{T_L} + S_{gen} = \frac{Q_H}{T_H} \quad (24)$$

$$S_{gen} = 4.232 \text{ kJ/K}$$

Balance de exergía en el ciclo:

$$Ex_{D \text{ ciclo}} = T_0 * S_{gen} \quad (25)$$

$$Ex_{D \text{ ciclo}} = 1261.136 \text{ kJ.}$$

Balances globales para el sistema total: torre de destilación – bomba de calor.

En la Figura 6, se presenta el esquema de la torre de destilación con la bomba de calor adaptada para aprovechar la energía que se extrae de la corriente gaseosa de la cabeza de la torre. Nótese que el dispositivo de bomba de calor implementado no puede extraer la totalidad de energía que es necesario retirar para condensar

completamente la corriente gaseosa; por lo tanto, se requiere agregar un condensador adicional en el sistema, cuyo objetivo es retirar de la corriente gaseosa los kJ restantes para condensarla.

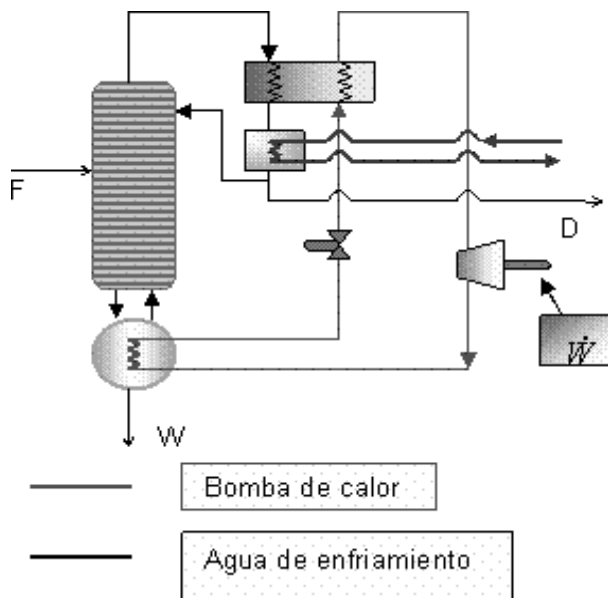


Figura 6. Arreglo de bomba de calor en la columna de destilación

Calor que debe extraerse por el condensador adicional:

$$Q_{C.A.} = Q_{Total} - Q_L = 1266.4394 \text{ MJ.}$$

Balance de masa en el condensador adicional:

$$M_A = M_B = M$$

Balance de energía en el condensador adicional:

$$Q_{C.A.} = M \cdot C_p \cdot (T_{Salida} - T_{Entrada})$$

$T_{Entrada} = 20^\circ \text{C}$ y $T_{Salida} = 65^\circ \text{C}$.

$M_{moles} = 373013.45$ moles de agua.

El cambio de entropía específica de esta corriente líquida debido al calor recibido, se calculó anteriormente y corresponde a un valor de:

$$Ds = 10.79 \text{ J/mol} \cdot \text{K.}$$

Balance de masa para el sistema total:

Torre de destilación-bomba de calor:

$$F = W + D$$

$$F \cdot X_f = W \cdot X_w + D \cdot X_D$$

Resolviendo el balance:

$$W = 132022 \text{ moles; } D = 60969.8 \text{ moles.}$$

Condensador adicional:

$$M_A = M_B = M_{mol} = 373013.48 \text{ moles}$$

Balance de energía para el sistema total:

$$F \cdot H_F + W_e = W \cdot H_w + D \cdot H_D + M \cdot C_p \cdot (T_s - T_E)$$

$$W_e = W \cdot H_w + D \cdot H_D + M \cdot C_p \cdot (T_s - T_E) - F \cdot H_F$$

De acuerdo con el balance de energía, y teniendo en cuenta los datos de entalpía calculados en la primera parte del análisis del problema, se obtiene:

$$W_e = 1353.6 \text{ MJ}$$

Se puede observar que se cumple el balance de energía global.

Balance de entropía para el sistema total:

$$F \cdot S_F + S_{gen} = W \cdot S_w + D \cdot S_D + M_{mol} \cdot Ds.$$

$$S_{gen} = 3781856.214 \text{ J/K.}$$

Balance de exergía para el sistema total:

$$Ex_D = T_0 \cdot S_{gen} \quad (26)$$

$$Ex_D = 1126.9 \text{ MJ.}$$

ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Como se planteó inicialmente, en una torre de destilación, se consumen grandes cantidades de energía, parte de la cual se derrocha innecesariamente debido a un uso poco racional de la energía, por no aprovechar adecuadamente corrientes con alto potencial energético, como es el caso del flujo de gas antes de condensarse o los residuos que salen con alta temperatura que pueden utilizarse para precalentar la corriente de alimentación.

Las grandes pérdidas energéticas pueden reflejarse en los resultados obtenidos del análisis energético y exergético realizado a la columna de destilación para separar una solución etanol-agua, procedimiento que se lleva a cabo frecuentemente a nivel industrial, que, a causa de la poca conciencia y utilización de gestiones exergéticas adecuadas, está contribuyendo a pérdidas energéticas considerables que se pueden traducir en pérdidas económicas y grandes daños ambientales.

El flujo de alimentación a una torre de destilación debe poseer una temperatura que se encuentra en un intervalo establecido; para ello, se recurre a procedimientos que implican costos adicionales a los de operación y que pueden eliminarse si se aprovecha el contenido energético de la corriente W , dado que su calidad energética es considerable; en este caso, el aprovechamiento fue de, aproximadamente, 120MJ, que representa 10% de la energía total requerida para calentar la corriente de alimentación.

Mediante la implementación de una bomba de calor, se puede reciclar un contenido energético que, convencionalmente, se pierde, disminuyendo notablemente la entropía generada en el sistema y, por lo tanto, la exergía destruida con respecto a una operación de destilación sin este dispositivo.

En el caso en estudio, la exergía destruida en la torre convencional fue de 1712.45 MJ, mientras en una torre de destilación modificada con una bomba de calor con circuito auxiliar sólo se destruyeron 1126.9 MJ, lo que equivale a un ahorro en la calidad de la energía de 34%, siendo éste un porcentaje considerable que demuestra que la modificación de la torre con este tipo de elementos es viable.

El dispositivo de bomba de calor utilizado posee un COP_{ideal} de 4.22; según se reporta en la bibliografía (Smith, 1996), el COP_{real} está entre 3 y 3.5; si se trabaja con un COP de 3.5 la carga energética necesaria para suplir el rehervidor $Q_H = 4736.52 \text{ MJ}$ se puede extraer de la corriente de gas rica en etanol un máximo de 3383.23 MJ (ver ecuación 18.b); un valor superior a éste violaría la segunda ley de la termodinámica.

Se observa que el dispositivo extrae un 72% del máximo de calor posible. La energía en forma de trabajo que se debe suministrar corresponde a un 29.01% del calor total a extraer; este valor refleja la gran posibilidad de implementación de la técnica propuesta.

Como no todo el calor de la corriente gaseosa puede extraerse, y una de las condiciones de operación es obtener un destilado líquido saturado, el calor restante que se debe extraer para lograr dicha transformación, se debe retirar en un condensador adicional; pero, esto significa una disminución en la cantidad de agua de enfriamiento si se compara con el proceso en una torre de destilación convencional, lo que conlleva a una disminución de la exergía destruida o energía útil no aprovechada.

Aunque a mayores relaciones de reciclo aumenta la exergía destruida, es importante resaltar que la energía que puede aprovecharse también aumenta; en este punto, es importante tener en cuenta que, en una torre de destilación con altas relaciones de reciclo, es más factible implementar una bomba de calor, ya que se disminuirían notablemente los costos de operación. En una torre convencional con relaciones de reciclo cercanas a la mínima, los costos de operación son inferiores porque los requerimientos de agua de enfriamiento para el condensador y de vapor de agua en el rehovidor son mucho menores por lo que un ahorro en este caso sería mínimo.

Se debe tener en cuenta que la pérdida de la calidad energética en una columna convencional depende tanto de las propiedades termodinámicas de los componentes del proceso como de las del fluido de calentamiento y enfriamiento en el rehovidor y el condensador, respectivamente, además de los flujos de las mismas; por lo tanto, es importante, antes de implementar cambios en los equipos o en el proceso como tal, analizar profundamente el potencial energético que puede aprovecharse y, de esta forma, entrar a estudiar la viabilidad de dichas variaciones, ya que es posible que los fluidos que se utilizan se estén aprovechados de tal manera que no sea justificable la sustitución en la operación.

Aunque cualquiera de las tres mejoras propuestas de dispositivos de bomba de calor cumplen con el objetivo de economizar energía, en este caso, se escogió como mejora a la torre, una bomba de calor con circuito auxiliar que representa un modelo más general, pues, puede aplicarse a cualquier tipo de mezcla. Sin embargo, a la hora de elegir un arreglo u otro, es completamente necesario hacer un análisis exergético más riguroso de la viabilidad de cada modificación para cuantificar las mejoras del proceso y determinar así cual dispositivo es mejor.

CONCLUSIONES

El manejo adecuado de la calidad de la energía en los procesos industriales se ha convertido en la última década en uno de los potenciales fundamentales para la reingeniería de los sistemas energéticos, al igual que la optimización de parámetros de funcionamiento, la identificación de potenciales económicos de ahorro, la selección entre diferentes variantes de inversiones o alternativas de solución de un problema energético y el diseño de equipos termo energéticos.

El concepto de exergía permite una definición más precisa del rendimiento de un proceso. En efecto, los análisis energéticos convencionales, que están basados en el primer principio de la termodinámica, constituyen en realidad una simple contabilidad energética. Por el contrario, el análisis exergético basado en el segundo principio termodinámico tiene en cuenta no sólo la cantidad de energía sino su calidad. Esto permite definir y cuantificar la eficiencia con todo rigor.

La viabilidad de implementar el dispositivo de bomba de calor con circuito auxiliar es alta, debido a la significativa mejora obtenida en la reducción de la exergía destruida, que fue del 34%, generándose, de esta manera, una menor entropía, que es indicio de un proceso mas óptimo.

La implementación de un determinado arreglo como mejora a la operación de destilación depende de factores como la naturaleza de los componentes a separar y el ahorro que se quiera hacer.

La realización del estudio exergético permite evidenciar el potencial de energía que se derrocha y podría aprovecharse en el mismo o en otros procesos, convirtiéndose en una alternativa importante de ahorro energético. Un caso particular es el de las corrientes **G** y **W**, que, por sus condiciones termodinámicas, tienen gran capacidad para ser fuentes energéticas y, sin embargo, se están subvalorando, como lo muestra la exergía, o “calidad de la energía”, de estas corrientes y que, al darles un uso adecuado, podrían contribuir a minimizar la exergía destruida en el sistema como se puede observar en la ecuación (15a), que, para este caso, la exergía destruida está representada por un valor demasiado alto. Es importante resaltar que un buen porcentaje de esta exergía destruida se da en el rehovidor, donde la destrucción representa más del 50% de total; en un segundo nivel, se encuentra el condensador, donde se destruye aproximadamente el 20% del total. Por lo tanto, es indispensable proponer alternativas que disminuyan las pérdidas energéticas utilizando el gran potencial de estos flujos de mediana energía.

NOMENCLATURA

A.....	Flujo de agua de enfriamiento en el condensador, mol/h.
C.....	Capacidad calorífica molar a presión constante, J / mol*K.
D.....	Flujo del destilado, mol / h.
e.....	Exergía de la corriente i, J /mol.
F.....	Flujo de alimentación, mol / h
G.....	Flujo de vapor, sección de enriquecimiento, mol / h.
H.....	Entalpía molar, J /mol.
ΔH_s	Calor integral de solución por mol de solución, J / mol.
L.....	Flujo de reflujo externo, mol/ h.
M.....	Peso molecular, g / mol.
P.....	Presión de vapor, N /m ² .
R.....	Relación de reflujo externo, mol reflujo /mol destilado.
R'.....	Constante universal de los gases J/K*mol.
T.....	Temperatura absoluta, K.

T_o	Temperatura de referencia, K
Q_c	Calor eliminado en el condensador, J /mol.
Q_R	Calor agregado al rehervidor, J/mol.
S	entropía molar, J / mol*K.
S^m	entropía molar de mezcla, J / mol*K.
W	flujo del residuo, mol / h.
t	trabajo que se realiza sobre el fluido J/h
X	concentración en el líquido, fracción mol.
V	Flujo de vapor de agua en el rehervidor mol/h.
λ	calor latente molar de evaporación, J/mol.
ρ	densidad,kg / m ³ .

REFERENCIAS

- MEJIA L., Marta Cecilia.; HOYOS M., Bibian Alonso. Fundamentos de Termodinámica Clásica. Universidad Nacional de Colombia Sede Medellín. 359 pág.
- TREYBAL, Robert E. Operaciones de transferencia de masa. 2da ed. Mc Graw Hill. 1988. 858 páginas
- SMITH, J.M. and VAN NESS, H.C. Introducción a la termodinámica en ingeniería química. 5ta ed. Mc Graw Hill. 1996.
- PERRY, Robert H.; CHILTON, Cecil. Manual del Ingeniero Químico. Tomo II. Quinta Edición. 1985.
- www.icesi.edu.co/es/publicaciones/contenidos/73/hjaramillo.gestion-energetica.pdf
- www.geocities.com/abercar17/index.htm/
- Hand Book of Chemistry and Physics Twentieth edition. 1951.
- HÄNGGI, Daniel; MESZAROS, Istvan; Destilación Sin Vapor de Calentamiento. Sulzer Chemtech.
- GUTIÉRREZ A., Javier; QUINTO D., Pedro, TOLEDO V., Miguel; SÁNCHEZ S., Florencio. Programas de cómputo para el cálculo de las irreversibilidades en sistemas de refrigeración por compresión mecánica de vapores. *EN: Ingeniería, Acta Científica Venezolana* 53: 149-155 , 2002.
- RIVERO Ricardo. Exergy Simulation and Optimazation of Adiabatic and Diabatic Distillation. *Energy*, Vol 26. N° 6, Junio 2001. pags 561-596.
- RIVERO Ricardo. Application of the Exergy Concept in the Petroleum Refining and Petrochemical Industry. *Energy conversion and Management*, Vol 43, N° 9-12, Jun 2002.
- RIVERO, R., GARCIA, M. and URQUIZA, J. Simulation, Exergy Analysis and Application of Diabatic Distillation to a Tertiary Amyl Methyl Ether Production Unit of a Crude Oil Refinery. *Energy*, Vol 29, N°3, Mar 2004.