

ANÁLISIS EXERGETICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO NÍTRICO

**AUTOR:
HAROLD VALLE REYES**

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA DE BOLÍVAR

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA

CARTAGENA, BOLÍVAR – COLOMBIA

2017



Universidad
Tecnológica
de Bolívar
CARTAGENA DE INDIAS



Harold Valle Reyes
Trabajo de Grado
Cartagena de Indias, Bolívar
2017

ANÁLISIS EXERGETICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO NÍTRICO

AUTOR:

HAROLD VALLE REYES

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO PARA
OPTAR POR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO**

TUTOR:

Dr.C. JUAN FAJARDO CUADRO

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA DE BOLÍVAR

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA

CARTAGENA, BOLÍVAR – COLOMBIA

2017

AGRADECIMIENTOS

AGRADECIMIENTOS

A **Dios**, el mayor agradecimiento por todas las cosas que me ha permitido alcanzar en mi vida, por ser mi guía en cada paso dado, siempre lleno de bendiciones. Agradeciendo que este sea el comienzo de un gran camino de éxitos.

Al profesor **Dr.C Juan Fajardo C.**, por su apoyo incondicional, colaboración, atención y carisma que fueron claves en la realización de este trabajo. La experiencia y conocimiento aportado, me permitió llevar a cabo el trabajo de grado de manera satisfactoria.

A todos los profesores de la Universidad Tecnológica de Bolívar, que me generaron aportes de cualquier magnitud y relevancia, agradezco por los consejos y experiencias compartidas en todo el tiempo de permanencia en la institución.

A **Daniel Castro**, quién me colaboró en gran mayoría con la obtención de datos, e información relevante de la planta de estudio para llevar a cabo el estudio realizado en este trabajo de grado.

A todos los estudiantes, compañeros y amigos que compartieron sus ideas, opiniones y comentarios de manera constructiva como apoyo moral y académico, que fueron vitales para alcanzar los objetivos plasmados en el documento.

Finalmente, y de manera especial, agradezco a mis padres **Álvaro Valle Peñaloza y Lucy Reyes Osorio** y a mi hermano **Jhon Valle Reyes**, mis seres queridos que siempre me alegran cada uno de los días de mi vida, me brindan todo su apoyo y están conmigo en todos los momentos de mi vida. Gracias a mis padres por la educación académica y familiar, su esfuerzo por brindarme lo que he necesitado en mi carrera universitaria y nunca desistir en guiarme por el buen camino, regalándome todos sus consejos y buenos deseos para seguir adelante y lograr todas las metas propuestas.



Universidad
Tecnológica
de Bolívar
CARTAGENA DE INDIAS



Harold Valle Reyes
Trabajo de Grado
Cartagena de Indias, Bolívar
2017

TABLA DE CONTENIDOS

Tabla de Contenido

NOMENCLATURA	1
INTRODUCCIÓN	3
CAPÍTULO 1	6
1. ESTADO DEL ARTE	7
1.1 Estudios exergéticos realizados en el sector petroquímico:	8
1.2 Estudios realizados en plantas de producción de ácido nítrico:	13
1.3 Estudios exergéticos realizados en plantas de producción de ácido nítrico y procesos de síntesis y oxidación de amoníaco:	14
CAPÍTULO 2	18
2. METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN	19
2.1 Descripción del Proceso	19
2.2 Métodos Analíticos	22
2.2.1 Ecuaciones de Balance Energético.....	22
2.2.2 Ecuaciones de Balance Exergético.....	23
2.3 Metodología de cálculo para indicadores exergéticos	25
2.3.1 Tren de Compresión (CT).....	27
2.3.2 Convertidor Catalítico (CONV).....	28
2.3.3 Calentador de Aire (AH)	29
2.3.4 Caldera Recuperadora de Calor (HRSG)	30
2.3.5 Calentador de Gases de Cola (TGH).....	31
2.3.6 Atemperador de Gases de Cola (TGTH).....	33
2.3.7 Condensador (CC).....	34
2.3.8 Torre de Absorción (ABS).....	35
2.3.9 Overall System	36

<i>CAPÍTULO 3</i>	38
3. RESULTADOS.....	39
3.1 Consideraciones para los análisis energéticos y exergéticos realizados...	39
3.2 Resultados del análisis energético	40
3.3 Resultados Análisis Exergético:	40
<i>CONCLUSIONES</i>	44
<i>RECOMENDACIONES</i>	45
<i>BIBLIOGRAFÍA</i>	47

NOMENCLATURA

NOMENCLATURA

\dot{X}	Consumo Exergético (KW)	P	Products
\dot{E}	Consumo Energético (KW)	k	Componente k de la planta
e	Exergía Química Molar (KJ/Kmol)	j	Corriente j
h	Entalpía Específica (KJ/Kg)	i	Compuesto i de la corriente j
s	Entropía Específica (KJ/Kg-K)	b	Frontera
\dot{m}	Consumo Másico (Kg/s)	in	Entrada
T	Temperatura (°C)	out	Salida
P	Presión (KPa)	tot	Total
x	Fración Másica (-)	$perd$	Pérdida
\bar{x}	Fración Molar (-)		
R	Constante Universal de Gases (KJ/Kmol-K)		
\dot{Q}	Calor Transferido/Consumido (KW)		
\dot{W}	Potencia Generada/Consumida (KW)		

Superíndices

PH	Física
CH	Química

Abreviaciones

ST	Turbina a Vapor
LPC	Compresor de Baja Presión
HPC	Compresor de Alta Presión
IC	Inter-enfriadores
EXP	Expander
CT	Tren de Compresión
AF	Filtro de Aire
GM	Mezclador de Gases
$CONV$	Convertidor Catalítico
AH	Calentador de Aire
$HRSG$	Caldera Recuperadora de Calor
PF	Filtro de Platino
TGH	Calentador Gases de Cola
$TGTH$	Atemperador de Gases de Cola
CC	Condensador
AS	Separador de Ácido
ABS	Torre de Absorción
BAC	Enfriador Aire de Blanqueo

Letras Griegas

ε	Eficiencia Exergética (%)
ψ	Exergía específica (KJ/Kg)
γ	Relación Exergía Destruída (%)
λ	Relación de Exergía destruida por Equipo (%)

Subíndices

0	Estado de Referencia
D	Destrucción
F	Fuel



Harold Valle Reyes
Trabajo de Grado
Cartagena de Indias, Bolívar
2017

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

El trabajo de grado descrito a lo largo de este documento presenta un estudio exergético implementado en una planta de producción de ácido nítrico con capacidad instalada de 350 Toneladas Métricas por día cuyo principio de funcionamiento es el método de *Ostwald*. El proceso productivo consta de diversas reacciones químicas, que son puntos de interés en este trabajo, debido al tratamiento dado a los procesos químicos en las investigaciones energéticas y exergéticas realizadas para este campo y la metodología de cálculo para los diversos equipos. Estos son de naturaleza reactiva y térmica donde se examina su comportamiento energético y la utilización de la energía consumida por el proceso.

El sector petroquímico se ha caracterizado por tener uno de los mayores consumos energéticos en sus procesos productivos [1] [2]. Para el control eficiente de la energía, las metodologías basadas en la segunda ley de la termodinámica figuran como el mejor indicador para los estudios relacionados con la utilización y calidad de la energía empleada en diferentes procesos industriales, así como en otras ramas de aplicación.

El ácido nítrico (HNO_3), producto terminado de la planta en consideración es empleado para la producción de abonos fertilizantes en el sector agrícola, fabricación de explosivos en la industria militar, procesos de pasivación en metales en el área metalúrgica y placas de circuitos impresos (PCBs) en la industria electrónica, entre otras aplicaciones que hacen a esta sustancia muy comercializada y requerida por distintos usuarios a nivel mundial. Las industrias de producción de ácido nítrico, objetivo de estudio de este documento no tienen abundantes investigaciones donde se haga seguimiento al uso de la energía, para proponer cada día opciones de mejora a tecnologías que tienden a ser obsoletas y poco eficientes.

Problema científico: Para plantas de producción de ácido nítrico, no existen estudios exergéticos y termoeconómicos actuales que permitan conocer el uso racional y eficiente de la energía en estos procesos específicos del sector químico.

Objeto de estudio: El objeto de estudio de este trabajo es una planta de producción de ácido nítrico con tecnologías actuales en la cual se implementará un estudio exergético.

Hipótesis: Los resultados del análisis exergético, permiten localizar zonas y equipos críticos en el proceso con altos consumos energéticos, destrucciones de exergía e ineficiencias.

Objetivo General:

Realizar estudios energéticos y exergéticos en una planta de producción de ácido nítrico, desarrollando cálculo de indicadores para analizar el uso y calidad de la energía empleada en el proceso industrial.

Objetivos Específicos:

- Evaluar sistemas reactivos y equipos mecánicos que intervienen en el proceso productivo por medio de análisis basados en la primera y segunda ley de la termodinámica.
- Determinar las magnitudes de eficiencia exergética y destrucción de exergía de manera global y específica, con las cuales se obtiene un estado energético y exergético de la planta.
- Presentar opciones de mejores y recomendaciones que permitan aumentar la eficiencia exergética de la planta, generando contribuciones en las investigaciones desarrolladas en el sector químico basadas en análisis termodinámicos.

CAPÍTULO 1

1. ESTADO DEL ARTE

Habitualmente los sistemas térmicos han sido diseñados con base a parámetros especificados en la primera ley de la termodinámica, sin tener en cuenta otros aspectos como la cantidad o calidad de energía de un sistema cuando interactúa con el medio ambiente. Es por lo que en muchos estudios y diseños desde hace años se han introducido los análisis exergéticos, siendo estos el mejor indicador de sostenibilidad energética global y con el cual se mide el trabajo técnico disponible de un sistema [3]. En esta sección se presentarán diversos trabajos de magnitud relevante relacionados con estudios exergéticos avanzados y convencionales implementados en sectores Petroquímicos citados como apoyo y con la finalidad de mostrar las investigaciones directamente involucradas con el tema abordado en este trabajo, evaluando los avances obtenidos y las diferentes propuestas de mejora presentadas por los autores en sus respectivos análisis, donde a su vez se evidencia la escasez de estudios exergéticos para nuestro caso.

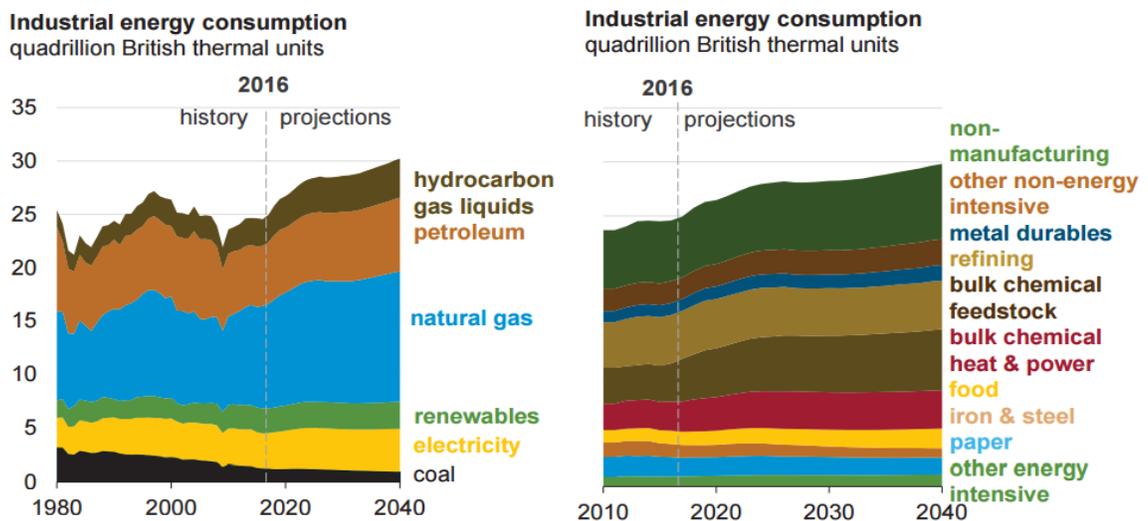


Figura 1.1 Consumo energético sector industrial y combustibles utilizados [2].

El consumo energético presentado en el sector industrial ilustrado en la Figura 1.1, es de magnitud considerable y de acuerdo con las proyecciones, se indica una tendencia a incrementar la demanda de los combustibles. El sector Oil & Gas y la industria química como referencia a nuestro caso de estudio, muestran grandes consumos de energía, lo cual hace apoyar el objetivo de este trabajo en realizar evaluaciones energéticas y exergéticas a las industrias en mención, con el fin de analizar la utilización de la energía en todos los procesos productivos e implementar soluciones y mejoras para disminuir consumos y conseguir aumentos de las eficiencias de las plantas estudiadas.

1.1 Estudios exergéticos realizados en el sector petroquímico:

En esta área de estudio, se presentan diversos trabajos que involucran equipos y procesos similares a los de nuestro trabajo, donde se evidencian reactores, catalizadores, equipos de intercambio de calor, entre otros que manejan reacciones químicas y otros procesos que se pueden destacar para confrontar y analizar sus resultados.

En el sector “Oil & Gas”, *Qingchun Yang, Yu Qian, Andrzej Kraslawski, Huairong Zhou, Siyu Yang* presentan un análisis exergético [4], aplicado a un proceso de retorta de esquisto de petróleo, donde intervienen equipos similares a los de nuestro caso de estudio.

Esta técnica busca obtener materias primas para alimentar las refinerías y tener como resultado final petróleo sintético que puede ser mejorado y utilizado en las mismas aplicaciones del petróleo convencional. El estudio realizado por los autores mencionados, se calcula una eficiencia exergética de 34.17% con un total de exergía

destruida de 442.62 MW, de los cuales el 45.4% no puede ser reducida, es decir, considerada como inevitable por condiciones y limitaciones técnicas del proceso que no pueden ser alteradas.

A continuación, se presentan las relaciones de exergía destruida global:

- Retorta con una tasa de 59.54%.
- Tubería de recolecta con una tasa de 9.28%.
- Torre de lavado con una tasa de 6.93%.
- Torre de enfriamiento indirecta con una tasa de 4.77%.
- Separador eléctrico de aceite con una tasa de 3.83%.
- Horno de calentamiento con una tasa de 15.65%.

Teniendo en cuenta los datos porcentuales relacionados se concluyen según los autores las siguientes consideraciones y se exponen posibles opciones de mejora:

- En los procesos y/o componentes de menor destrucción de exergía como lo son tuberías de recolecta, Torre de lavado, Torre de enfriamiento indirecta y Separador eléctrico de aceite se debe mejorar el manejo y variabilidad dada a la temperatura, debido a que es la principal causa de destrucción de exergía.
- En el horno de calentamiento se debe mejorar los parámetros de la combustión del gas y la respectiva transferencia de calor generada, que presenta altas temperaturas y tienen diversas pérdidas.
- En la retorta que presenta una gran destrucción de exergía, aproximadamente el 62% de la exergía destruida es evitable por medio de mejoramientos en el proceso.

En el sector químico, *William Ruiz, Ricardo Vásquez, Antonio Bula, Arturo González* [5], investigadores colombianos, realizaron análisis en una planta de ácido sulfúrico, con una eficiencia exergética calculada de 33.3% y una relación de destrucción de exergía total de 53.5%. Las principales irreversibilidades se dan en las reacciones

químicas y en equipos de intercambio de calor con magnitudes de 26.4% y 52.1% respectivamente, las cuales referentes a la exergía total destruida se ubican en los siguientes equipos:

- Horno FU con una tasa de 15.5% (reacciones químicas).
- Caldera WHB con una tasa de 12.7% (intercambio de calor).
- Intercambiador de calor HE3 con una tasa de 10.6% (intercambio de calor).
- Intercambiador de calor HE2 con una tasa de 8.3% (intercambio de calor).
- Intercambiador de calor HE3 con una tasa de 10.6% (intercambio de calor).
- Torre de absorción intermedia IAT con una tasa de 7.2% (reacciones químicas).

Con el fin de disminuir las irreversibilidades presentadas los autores realizan proposiciones relacionadas con el aumento de la temperatura en la entrada del horno FU, evitando de esta manera variaciones internas de temperaturas. Por otro lado, sugieren reducción de temperatura del agua en la caldera WHG y aprovechar el poder calorífico de la corriente de otro lugar.

A. Boyano, G. Tsatsaronis, T. Morosuk, A. M. Blanco-Marigorta presentan en su trabajo [6], un análisis exergético avanzado indicando las exergías endógenas y exógenas, de tipo evitable e inevitable para una planta de producción de hidrógeno a partir del proceso de reformado de metano con vapor de agua, el cual es un proceso generalmente de eficiencias energéticas y exergéticas altas, se encontraron irreversibilidades que podrían tratarse para mejorar la eficiencia exergética ocasionada por reacciones químicas y transferencia de calor en los equipos térmicos. Los equipos considerados como críticos en la operación por su relación de destrucción referente a la exergía destruida global, se citan a continuación:

- Cámara de combustión con una tasa de 13.44%.
- Unidad de separación de Hidrógeno con una tasa de 3.07%.

- Intercambiador de calor C con una tasa de 3.0%.
- Reformador con una tasa de 2.81%.
- Reactor de baja y alta temperatura con una tasa de 2.44%.
- Intercambiador de calor B con una tasa de 2.04%.

Los valores presentados anteriormente son de baja magnitud por el hecho de que este tipo de plantas poseen bajas eficiencias exergéticas e irreversibilidades, que pueden ser analizadas con el fin de lograr mejoras en el proceso.

Saeed Dehghani, Hoseyn Sayyaadi, presentan en su trabajo [7] el estudio energético y exergético de una planta de producción de hidrógeno a partir del ciclo termoquímico Azufre-Yodo similar a la citada con anterioridad. Después del exhaustivo análisis realizado por los autores, se concluye que 47% de la exergía total destruida se presenta en los equipos de intercambio de calor, 45% se presenta en el reactor Bunsen y el 8% restante corresponde a equipos varios y pérdidas mínimas de la planta en cuestión.

Para disminuir la destrucción de exergía evitable presentada en el reactor Bunsen ocasionada por los procesos químicos internos, sabiendo que estos procesos son de naturalidad inevitable se recomendó aumentar la temperatura de la reacción. Esta solución se consideró viable en el hecho de que la reacción es exotérmica y no necesita grandes fuentes externas de suministro de energía. En equipos de intercambio de calor se propuso por medio de la metodología “Pinch” la mejor manera de distribuir los recursos en la planta, para finalmente optar con una reducción de la temperatura pinch, la cual es la diferencia de temperatura mínima entre las curvas de calentamiento y enfriamiento en un proceso.

Ali Hedayati, Olivier Le Corre, Bruno Lacarriére, Jordi Llorca [8], quienes estudian el proceso de reformado catalítico con vapor de bioetanol empleando el uso de un catalizador Paladio-Rodio (Pd-Rh) soportado sobre Ceria (Dióxido Cérico – CeO_2) en

un reactor de membrana Paladio-Plata (Pd-Ag) basado en datos experimentales. Este es un proceso es implementado como apoyo a la generación de energía limpia y sostenible como el caso de las celdas de combustible, debido a que por medio del proceso de reformado de bioetanol se obtiene hidrógeno puro a bajo costo y de manera renovable siendo esta idea una forma alterna a los combustibles fósiles para la obtención de energía eléctrica.

En este trabajo se observó como principal destructor de exergía a las reacciones químicas que son propias del proceso de reformado de bioetanol y también se encontró gran pérdida de calor a través de las paredes del reactor. Por medio de mejoras implementadas como aislamiento completo de este equipo la eficiencia exergética podría aumentar entre un 15% - 25%, aproximadamente.

En otros estudios, *A.N. Vilarinho, J.B.L.M Campos, C. Pinho* [9], presentan un trabajo correspondiente al análisis energético y exergético de una planta de aromáticos, donde se involucran diversas reacciones químicas e intervienen gran variedad de equipos de naturalidad térmica. Estos autores, hallaron una eficiencia exergética para esta planta de 65.9%, ubicando al horno con un 14.5% de total de las irreversibilidades de la planta.

Como resultado del análisis realizado, surgieron propuestas como:

- Aislamiento de tanques de almacenamiento para la conservación de la temperatura.
- Implementación de un Ciclo Rankine Orgánico (CRO/ORC), con el fin de lograr un mayor aprovechamiento de la energía térmica perdida en la sección de enfriadores.
- Implementación de CRO en la sección de hornos, para generar mayor potencial de ahorro térmica y eficiencia en el proceso de combustión.

- Implementación de una unidad de Cogeneración para abastecer la planta de aromáticos, teniendo en cuenta los ahorros significativos.

Se obtienen los siguientes resultados:

- Implementación de Cogeneración, se tiene una eficiencia exergética de 66.1% mayor que la inicial, que fue de 65.9%.
- Implementación de Cogeneración y Ciclo Rankine Orgánico, se tiene una eficiencia exergética de 67.0% mayor que la propuesta de solo Cogeneración y que la inicial, con valores de 65.9% y 66.1%, respectivamente.

1.2 Estudios realizados en plantas de producción de ácido nítrico:

Teniendo en cuenta las pocas investigaciones realizadas en plantas de ácido nítrico, de manera general se puede destacar *Maya Stefanova; Rozalina Chuturkova; Evgeni Sokolovski; Nina Ilieva* [10], quienes realizaron modelados matemáticos para evaluar la dispersión de las emisiones de N_2O en plantas de ácido nítrico.

El estudio se basó en la comparación de los análisis con y sin la instalación de un catalizador secundario, cuyo objetivo es mitigar el efecto contaminante y disminuir las emisiones nocivas para la calidad del aire en el ambiente.

En análisis posteriores *Maya Stefanova, Rozalina Chuturkova* [11], estudian la implementación de un catalizador secundario en el proceso de producción de ácido nítrico, el cual resultó como una propuesta eficaz para la reducción de contaminantes de tipo N_2O al disminuir su concentración en los gases de cola de 1754 mg/Nm^3 hasta 212 mg/Nm^3 .

Con el fin de lograr la minimización de los gases N_2O contaminantes para el medio ambiente generados en el proceso de ácido nítrico, R. W. Van den Brink, S. Booneveld, J. R. Pels, D. F. Bakker, M. J. F. M. Verhaak [12] exploran 3 posibles alternativas para la eliminación de N_2O como son: la implementación de un catalizador Fe-ZSM-5, descomposición catalítica y reducción catalítica. Estas propuestas presentan notables beneficios ambientales para el proceso, aunque presentan discrepancias con los procesos termodinámicos involucrados.

1.3 Estudios exergéticos realizados en plantas de producción de ácido nítrico y procesos de síntesis y oxidación de amoníaco:

Los primeros estudios exergéticos aplicados a sistemas reactivos en procesos de oxidación de amoníaco se encuentra el Profesor *K. G. Denbigh* [13], quien calcula una eficiencia exergética para la planta estudiada del 6% o bien 11% teniendo en cuenta las irreversibilidades. Mientras que esta eficiencia en base a la primera ley se encuentra aproximadamente en 32%. La metodología de *Denbigh*, se basó en el cálculo del trabajo de calor intercambiado en un esquema de procesamiento con una estequiometría dada y relacionándola con el valor máximo termodinámicamente factible.

En un proceso similar de plantas de producción de ácido nítrico *Lothar Riekert* [14] obtiene una eficiencia exergética calculada de 16%, más alta que la obtenida por *Denbigh*. La discrepancia presentada entre los resultados de los autores citados anteriormente radica en que la eficiencia definida por *Denbigh* no cuenta el trabajo equivalente del producto HNO_3 como una salida, además de las condiciones operativas son ligeramente distintas en los casos presentados.

En procesos de producción de amoníaco, *Zornitza Kirova-Yordanova* [15] también analiza los sistemas reactivos indicando que la mayor pérdida de exergía referente a toda la planta estudiada se ubica en la reacción de síntesis de amoníaco y los subsistemas de intercambio y recuperación de calor con tasas entre 52% y 65%. Para esto propone la utilización del calor de las reacciones químicas a niveles de temperatura superiores con el fin de generar vapor de agua y sobrecalentamiento para finalmente lograr un aumento en la eficiencia exergética global.

Mirjana Lakovic, Predrag Zivkovic, Pedrag Raskovic [16] aplica el método exergético para analizar plantas de proceso de producción de ácido nítrico muy similar al estudiado en este trabajo.

Estos autores proponen diversos diseños como opciones de mejora para aumentar la eficiencia exergética de la planta, variando su configuración en los procesos, es decir, alterando valores de temperatura, presión, flujo, entre otras que con la identificación previa de las pérdidas localizadas en el proceso contribuyen a una mejora considerable en el manejo de la energía en esta planta. Las áreas intervenidas son el proceso de intercambio y recuperación de calor, área de rechazo (contenidos los gases expulsado a través de chimeneas y pérdidas en el proceso) y el área de compresores y turbinas. Las mejoras presentadas muestran eficiencias exergéticas de 21.54%, 24.04%, 27.63% y 24.05%, siendo mayores al diseño inicial que tiene un valor de 15.80%.

Actualmente, la oxidación de amoníaco es uno de los procesos con mayor consumo de energía en plantas de producción de ácido nítrico, para lo cual *Samir C. Nimkar* [17] en el análisis de una sección de su tesis doctoral aplicado a este tipo de procesos y semejante a nuestro caso de estudio, realiza cálculos obteniendo una eficiencia energética de 31% y eficiencia exergética de 20.83%. *Nimkar*, relaciona conforme a sus resultados los equipos con mayor destrucción de exergía, teniendo en cuenta que

los datos porcentuales indicados a continuación hacen referencia a la mayor destrucción de exergía global de la planta y son:

- Reactor de Oxidación del amoniaco con una tasa de 40.84%.
- Cooler Condenser (Condensador) con una tasa de 12.48%.
- Compresor de aire con una tasa de 12.21%.
- Caldera HRSG con una tasa de 9.21%.

En base a sus estudios y los datos recolectados para su caso, propone reducir la temperatura del aire de entrada al compresor, con lo cual se obtendría un aumento en la eficiencia exergética con un valor de 21.33%. Como segunda medida, analiza la implementación de un Ciclo Rankine Orgánico (CRO/ORC) para recuperar calor disponible en el condensador de menor temperatura, obteniendo una nueva eficiencia exergética de 24.15%. Así como *Nimkar* [17], existen otros estudios exergéticos desarrollados para aportar a la optimización de los procesos y es el caso de *Illie Siminiceanu* [3], donde estudia de manera similar plantas de ácido nítrico, calculando una eficiencia exergética para su caso de estudio de 30.52%, con valores de irreversibilidad de 5156 KW de un total entrante de 7421 KW, es decir, la exergía total destruida y perdida corresponde aproximadamente a un 69.48% de la exergía de entrada. En este trabajo, el autor indica que los equipos con mayor destrucción de exergía, teniendo en cuenta que los datos porcentuales indicados a continuación son referentes a la destrucción de exergía global de la planta y son:

- Reactor de Oxidación de Amoniaco con una tasa de 44.97%.
- Columna de Absorción con una tasa de 20.17%.
- Generador de vapor (Super Heater) con una tasa de 10.05%.
- Intercambiador de Calor H2 con una tasa de 5.77%.
- Turbina a Vapor con una tasa de 4.5%.

Confrontando los resultados con *Riekert* [14], este calcula una eficiencia exergética de 16% aproximadamente y para lo cual se observan datos de menor magnitud que los obtenidos por *Siminiceanu* [3], con valor de 30.52%. La variación de resultados obtenidos, teniendo en cuenta que son plantas que tienen procesos muy similares, se basa principalmente en las consideraciones personales y analíticas de cada investigador, debido a que cada uno es libre de interpretar los datos y procesos de acuerdo con su análisis y enfoque. Para este caso en particular, la diferencia de eficiencias obtenidas, según *Siminiceanu* [3]:

1. *Riekert* [14], considera la entrada de amoniaco como estado líquido y *Siminiceanu* [3], lo contempla en estado gaseoso. Por lo tanto, se generarán propiedades termodinámicas distintas y por consiguientes resultados diferentes.
2. La planta de *Riekert* [14], no es descrita en su artículo, por lo cual *Siminiceanu* [3], asume que es de una tecnología antigua.

Si se ajustan los datos y se tiene en cuenta ciertas consideraciones en la planta de *Riekert*, el investigador *Siminiceanu* indica que la nueva eficiencia exergética estaría en valores cercanos a 33%. Con la comparación anterior se busca identificar las principales anomalías que afectan a este tipo de plantas Químicas y específicamente a nuestro caso que son las plantas de producción de ácido nítrico, donde también ocurren procesos de oxidación de amoniaco y así, evaluar las propuestas realizadas por cada investigador en sus estudios.

Se observa que, en los trabajos citados a lo largo de este documento en lo que a plantas de producción de ácido nítrico respecta, los autores hacen énfasis en los mismos equipos y procesos causantes de las mayores destrucciones de exergía, como son los reactores, torres de absorción, condensadores y en algunos casos equipos de intercambio de calor.



Universidad
Tecnológica
de Bolívar
CARTAGENA DE INDIAS



Harold Valle Reyes
Trabajo de Grado
Cartagena de Indias, Bolívar
2017

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN

El caso de estudio para este trabajo se centra en una planta de producción de ácido nítrico, realizando un análisis de la utilización y calidad de la energía empleada en el proceso.

A lo largo de este capítulo se describe la planta en consideración y la respectiva metodología de cálculo para los diferentes equipos reactivos y no reactivos intervenidos, basada en el método exergético.

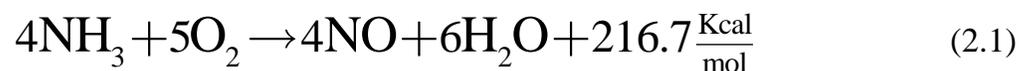
2.1 Descripción del Proceso

La planta estudiada en este trabajo comprende una capacidad de producción de ácido nítrico estudiada en este trabajo comprende una capacidad de 350 Toneladas Métricas Diarias (TMD) y una concentración del producto terminado de 55%.

El método de producción de ácido nítrico [18], comprende distintos equipos reactivos y no reactivos, así como reacciones químicas, destacándose como principales:

1. Oxidación del amoníaco.
2. Formación de ácido débil y gases de nitrógeno no condensados.
3. Absorción de los óxidos de nitrógeno.

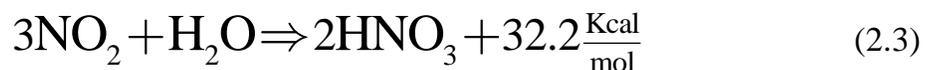
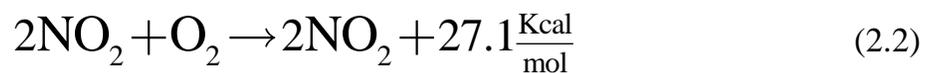
El proceso inicia en un mezclador de gases, donde interactúan el aire y el amoníaco que pasan por un filtro de Platino-Rodio, ubicado en el Convertidor Catalítico, donde se da el proceso de oxidación de amoníaco por medio de la siguiente reacción química deseada:



La Ecuación 1.1 ocurre en el rango de temperaturas de 800 °C – 900 °C, aproximadamente.

Los gases nitrosos resultantes de la reacción químicas conocidos como Gas de proceso, pasan por una serie de equipos de intercambio de calor, compuesta por un calentador de aire, una caldera recuperadora de calor, un calentador de gases de cola y un atemperador de gases de cola, los cuales se indicaron en el orden que sigue el proceso. Todo esto con el fin de aprovechar su contenido calórico para utilizarlos en generación de vapor para proceso, calentamiento del aire que ingresa al mezclador de gases y enfriamiento de los gases de nitrógeno a una temperatura aproximada de 200 °C, que inmediatamente ingresa al condensador. Parte de estos gases utilizados en la generación de potencia son conocidos como Gases de cola.

En este punto se forman dos reacciones:



Para lo descrito anteriormente resulta la formación de ácido débil y gases de nitrógeno no condensados, los cuales son separados en un separador de ácido. La siguiente etapa ocurre en la Torre de Absorción, donde el ácido débil es enviado a la parte superior y los gases de nitrógeno ingresan por la parte inferior, con la finalidad de realizar un intercambio de propiedades químicas entre los fluidos, lo cual se conoce como absorción. Con esto, finaliza el proceso y se obtiene el producto terminado con una coloración amarilla denominado ácido nítrico, el cual posee una concentración del 55%, aproximadamente.

Existe una etapa adicional que se conoce como sección de blanqueo, cuya finalidad es cambiar el aspecto estético del producto para su comercialización o por requerimientos en usos posteriores.

En la Figura 2.1, se presenta el diagrama de flujo de procesos de la planta de producción de ácido nítrico estudiada.

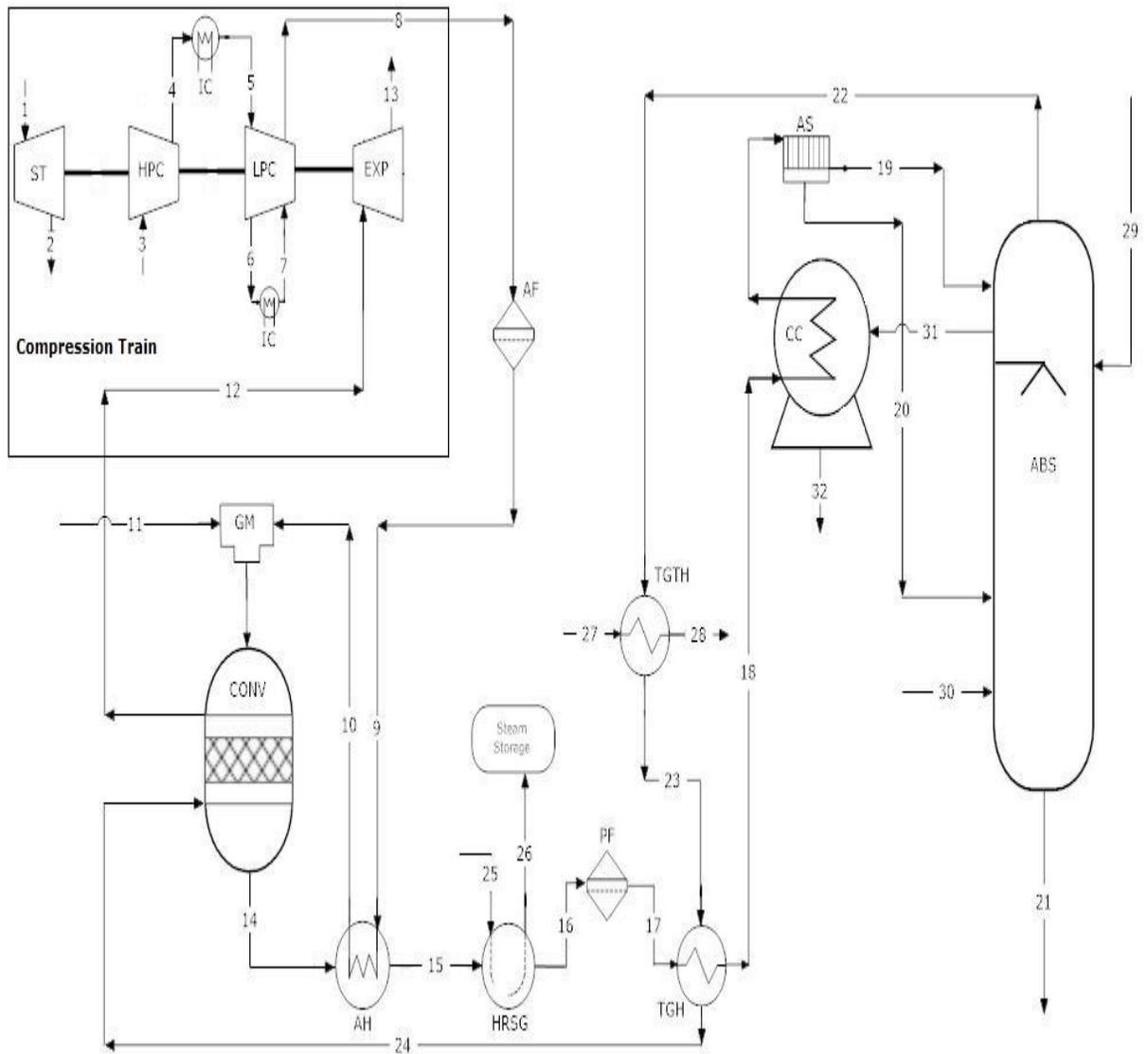


Figura 2.1 Diagrama de Procesos de la Planta de Ácido Nítrico

2.2 Métodos Analíticos

Las ecuaciones de cálculo para los diferentes equipos presentes en el proceso productivos se apoyan en [19] [20] [21] [22] [23] y fueron modificadas según la situación de cada equipo. *R. K. Sinnott*, presenta en su libro [24] algunos casos específicos que fueron tomados como base para el desarrollo de la metodología de cálculo.

2.2.1 Ecuaciones de Balance Energético

El balance energético es realizado con la finalidad de obtener valores de transferencia de calor y potencia en equipos específicos. Adicionalmente, los planteamientos de estas ecuaciones basadas en la primera ley se utilizan para evidenciar la energía perdida en transferencia de calor al ambiente, que formará parte del análisis exergético y como tema de discusión para implementar soluciones de mejora.

Las propiedades termodinámicas de las diferentes sustancias que forman parte de las corrientes del proceso son calculadas por medio del software EES (Engineering Equation Solver), para mayor agilidad en el procesamiento de los resultados.

$$\sum \dot{m}_{in} h_{in} + \dot{Q}_{in} + \dot{W}_{in} = \sum \dot{m}_{out} h_{out} + \dot{Q}_{out} + \dot{W}_{out} \quad (2.4)$$

La Ecuación 2.4 se expresa de manera generalizada y se modifica según corresponda.

En el caso de corrientes conformadas por mezclas de fluidos se calculan como:

$$h_j = \sum x_i h_i \quad (2.5)$$

2.2.2 Ecuaciones de Balance Exergético

La exergía se presenta en la actualidad como el mejor indicador de sostenibilidad energética global [25].

El análisis de exergía implementa la primera y segunda ley de la termodinámica para lograr resultados eficientes y con aplicabilidad a una gran mayoría de sistemas y equipos de la industria

Exergía específica de tipo físico:

$$\psi_j^{PH} = (h_j - h_{0,j}) - T_0(s_j - s_{0,j}) \quad (2.6)$$

Debido a la naturalidad de la planta en cuestión, se presentan diversas reacciones químicas en el proceso, que además de exergías físicas involucran exergías químicas.

Exergía específica de tipo químico:

$$\psi_j^{CH} = \sum \bar{x}_i e^{CH} + RT_0 \sum \bar{x}_i \ln(\bar{x}_i) \quad (2.7)$$

Las exergías químicas molares e^{CH} son obtenidas de [26].

Destrucción de exergía en el equipo k:

$$\dot{X}_{D,k} = \dot{X}_{F,k} - \dot{X}_{P,k} \quad (2.8)$$

La ecuación 2.8 representa la destrucción de exergía en el equipo k.

Los valores de \dot{X}_F y \dot{X}_P , se encuentran definidos en [19] [21] para algunos equipos analizados para nuestro caso de estudio.

Eficiencia exergetica del equipo k:

$$\epsilon_k = \frac{\dot{X}_{P,k}}{\dot{X}_{F,k}} \quad (2.9)$$

La ecuación 2.9 indica la eficiencia energética en el equipo k, estableciendo una relación exergetica entre sus consumos y productos.

Relación de exergía destruida en el equipo k:

$$\gamma_k = \frac{\dot{X}_{D,k}}{\dot{X}_{F,tot}} \quad (2.10)$$

La ecuación 2.10, permite establecer una relación entre la exergía destruida del equipo y exergía de consumo.

Destrucción de exergía global:

$$\dot{X}_{D,tot} = \dot{X}_{F,tot} - \dot{X}_{P,tot} \quad (2.11)$$

Por medio de la ecuación 2.11, se obtiene la destrucción de exergía global de la planta estudiada, como la resta de la exergía total consumida con la exergía de productos.

Eficiencia exergética global:

$$\epsilon_{\text{tot}} = \frac{\dot{X}_{P,\text{tot}}}{\dot{X}_{F,\text{tot}}} \quad (2.12)$$

La eficiencia exergética global expresada como la relación entre la exergía consumida total y la exergía de productos total, es calculada por la ecuación 2.12.

Relación de exergía destruida global:

$$\gamma_k^* = \frac{\dot{X}_{D,k}}{\dot{X}_{D,\text{tot}}} \quad (2.13)$$

La eficiencia global en el equipo k, obtenida con la ecuación 2.13 presenta la relación de la exergía destruida del equipo k con la exergía destruida global, es decir, la cantidad ocupada por el equipo k con respecto a la cantidad total.

2.3 Metodología de cálculo para indicadores exergéticos

Los indicadores exergéticos representan la utilización y la calidad de la energía empleada en el proceso de producción de ácido nítrico de la planta estudiada, para la cual se observan sus respectivas irreversibilidades y las eficiencias de los equipos involucrados.

Se indican las ecuaciones de energía y exergía para los equipos estudiados, tomando como referencia la numeración de las distintas corrientes del proceso presentado en la Figura 2.1 y que son utilizadas a lo largo de este capítulo.

Las propiedades termodinámicas principales de los distintos flujos de proceso involucradas se muestran en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1 *Propiedades de las corrientes del proceso.*

Flujo (j)	Nombre	\dot{m}_j [$\frac{kg}{s}$]	T_j [°C]	P_j [KPa]
1	Vapor de agua	3.78	243.33	1723.69
2	Vapor de agua	3.78	55.55	128.42
3	Aire Compresor	22.34	32.61	99.97
4	Aire Compresor	22.34	100.39	212.74
5	Aire Compresor	22.04	35.66	212.74
6	Aire Compresor	22.04	108.28	453.72
7	Aire Compresor	22.04	38.11	453.72
8	Aire Compresor	22.04	172.11	963.20
9	Aire de Proceso	19.39	184.44	949.41
10	Aire Convertidor	19.39	306.67	928.72
11	Vapor de Amoniac	1.19	63.89	1307.93
12	Gases de Cola	17.73	593.33	701.20
13	Gases de Cola	17.73	307.22	103.42
14	Gas de proceso	20.61	649.44	880.46
15	Gas de proceso	20.61	555.00	859.78
16	Gas de proceso	20.61	243.33	852.88
17	Gas de proceso	20.61	278.33	845.99
18	Gas de proceso	20.61	196.11	839.09
19	Acido Débil	3.282	45.00	859.78
20	Gas de Proceso	17.33	46.67	811.51
21	Producto Final (Ácido Nítrico)	7.35	54.44	811.51
22	Gases de Cola	17.73	40.56	770.14
23	Gases de Cola	17.73	73.89	756.36
24	Gases de Cola	17.73	176.67	735.67
25	Agua Alimentación HRSG	4.16	195	1896.06
26	Vapor de Proceso - HRSG	4.16	211.11	1397.65
27	Vapor de Proceso	0.27	187.78	1135.57
28	Condensado (Agua)	0.27	185.48	1195.24
29	Agua de Alimentación - ABS	1.81	37.78	928.72
30	Aire Blanqueo	2.65	121.11	956.30
31	Agua de Enfriamiento - ABS	1.53	48.88	652.93
32	Agua de Enfriamiento - ABS - CC	1.53	55	652.93
33	Agua de Enfriamiento - CC	1.53	70	652.93
34	Agua de Enfriamiento - CC	50.60	36	641.21
35	Agua de Enfriamiento - CC	50.60	60	641.21

A continuación, son mostradas las ecuaciones que fueron modificadas de manera específica para cada equipo en sus balances energéticos y exergéticos, como son \dot{Q}_{Perd} , \dot{X}_F y \dot{X}_P .

2.3.1 Tren de Compresión (CT)

Conformado por la turbina de vapor, Compresor de baja y alta presión y el expander. Se todo como un solo sistema por la cantidad de datos conocidos, con el fin de lograr el mayor acercamiento posible a la exactitud de los datos reales. El Tren de Compresión se alimenta del trabajo entregado por la turbina de vapor (ST) y el Expander (EXP), para entregar como producto la compresión del aire dada en los equipos HPC y LPC, que representan compresores de alta y baja presión.

- Esquemático

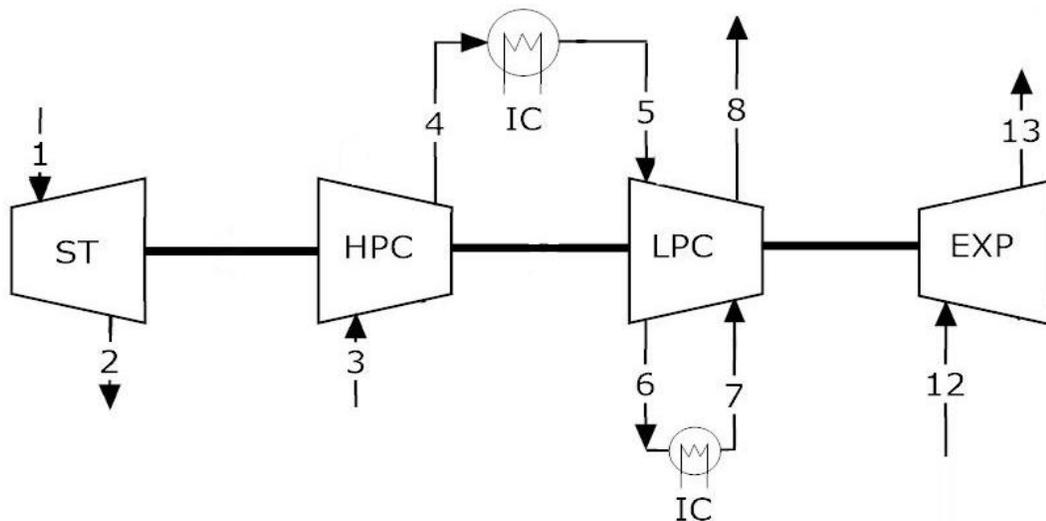


Figura 2.2 Esquemático Tren de Compresión (TC)

- Calor Perdido al ambiente:

$$\dot{Q}_{perd} = \dot{m}_1(h_1 - h_2) + \dot{m}_{12}(h_{12} - h_{13}) - \dot{m}_3(h_4 - h_3) - \dot{m}_5(h_8 - h_7 + h_6 - h_5) \quad (2.14)$$

- Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_1(\psi_1^{PH} - \psi_2^{PH}) + \dot{m}_{12}(\psi_{12}^{PH} - \psi_{13}^{PH}) \quad (2.15)$$

- Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_3(\psi_4^{PH} - \psi_3^{PH}) + \dot{m}_5(\psi_8^{PH} - \psi_7^{PH} + \psi_6^{PH} - \psi_5^{PH}) \quad (2.16)$$

2.3.2 Convertidor Catalítico (CONV)

En el caso del Convertidor, se calcula un \dot{Q}_{CONV} por balance energético que corresponde al calor requerido por la reacción catalítica que ocurre en este equipo.

- Esquemático

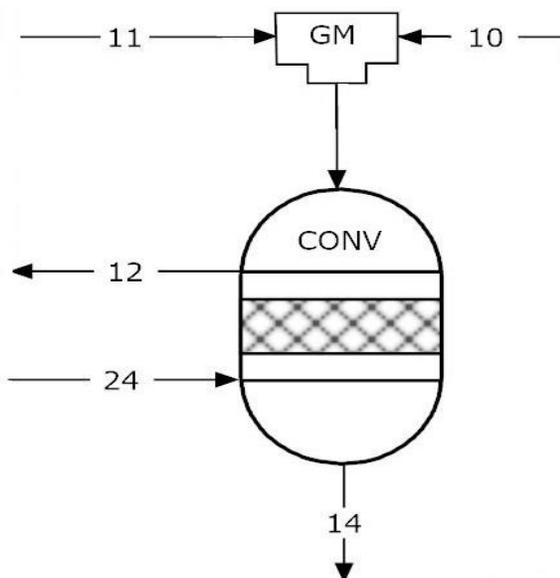


Figura 2.3 Esquemático Convertidor Catalítico (CONV)

- Calor entrante requerido para reacción catalítica:

$$\dot{Q}_{\text{CONV}} = \dot{m}_{14}h_{14} + \dot{m}_{12}h_{12} - \dot{m}_{11}h_{11} - \dot{m}_{10}h_{10} - \dot{m}_{24}h_{24} \quad (2.17)$$

- Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_{10}(\psi_{10}^{PH} + \psi_{10}^{CH}) + \dot{m}_{11}(\psi_{11}^{PH} + \psi_{11}^{CH}) + \dot{m}_{24}(\psi_{24}^{PH} + \psi_{24}^{CH}) + \dot{Q}_{\text{CONV}}\left(1 - \frac{T_0+273.15}{T_{b,\text{CONV}}+273.15}\right) \quad (2.18)$$

- Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_{12}(\psi_{12}^{PH} + \psi_{12}^{CH}) + \dot{m}_{14}(\psi_{14}^{PH} + \psi_{14}^{CH}) \quad (2.19)$$

2.3.3 Calentador de Aire (AH)

- Esquemático

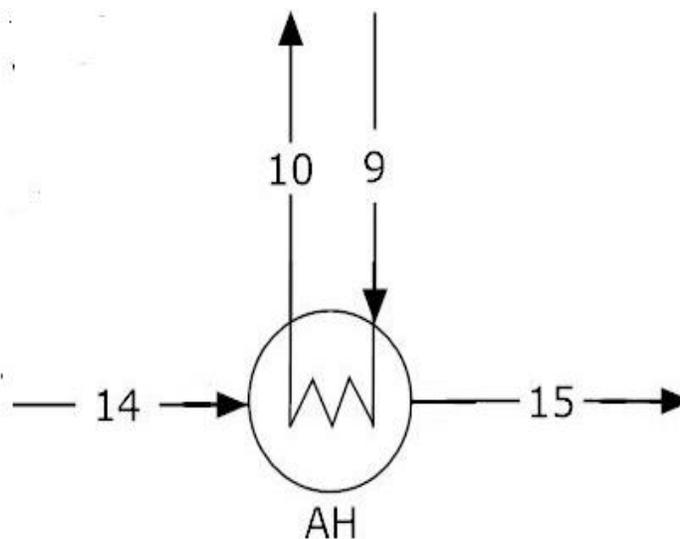


Figura 2.4 *Esquemático Calentador de Aire (AH)*

- Calor Perdido al ambiente:

$$\dot{Q}_{\text{Perd}} = \dot{m}_9(h_{10} - h_9) - (\dot{m}_{14}h_{14} - \dot{m}_{15}h_{15}) \quad (2.20)$$

- Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_{14}(\psi_{14}^{PH} + \psi_{14}^{CH}) - \dot{m}_{15}(\psi_{15}^{PH} + \psi_{15}^{CH}) \quad (2.21)$$

- Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_9(\psi_{10}^{PH} - \psi_9^{PH}) \quad (2.22)$$

2.3.4 Caldera Recuperadora de Calor (HRSG)

- Esquemático

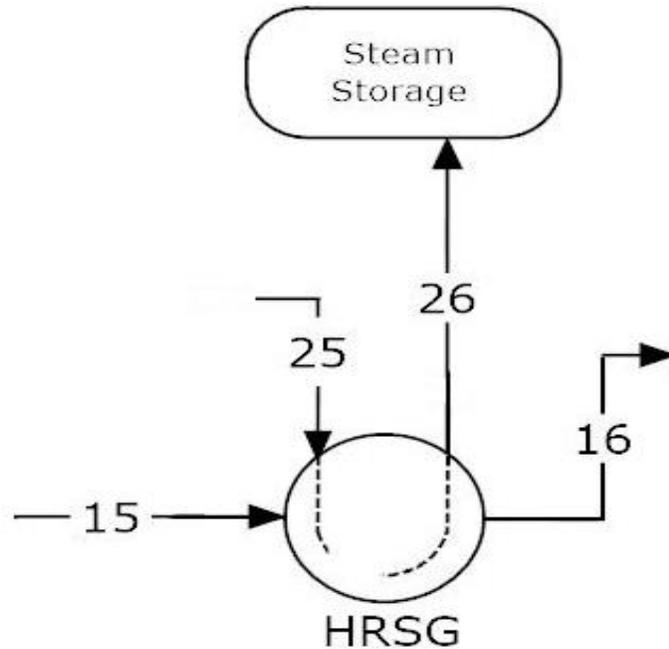


Figura 2.5 Esquemático Caldera recuperadora de calor (HRSG)

- Calor Perdido al ambiente:

$$\dot{Q}_{\text{Perd}} = \dot{m}_{25}(h_{26} - h_{25}) - (\dot{m}_{15}h_{15} - \dot{m}_{16}h_{16}) \quad (2.23)$$

- Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_{15}(\psi_{15}^{PH} + \psi_{15}^{CH}) - \dot{m}_{16}(\psi_{16}^{PH} + \psi_{16}^{CH}) \quad (2.24)$$

- Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_{25}(\psi_{26}^{PH} - \psi_{25}^{PH}) \quad (2.25)$$

2.3.5 Calentador de Gases de Cola (TGH)

▪ Esquemático

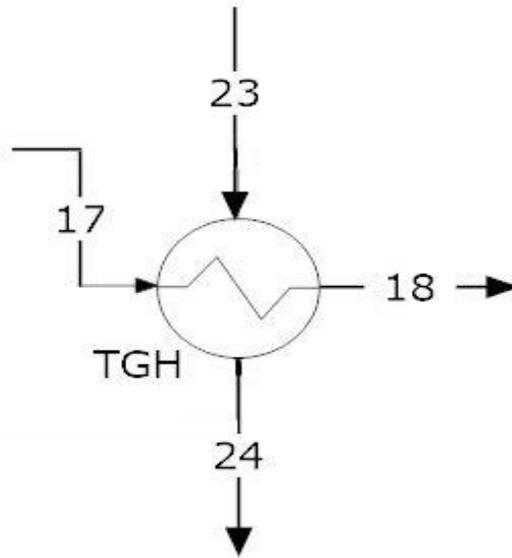


Figura 2.6 Esquemático Calentador de gases de cola (TGH)

▪ Calor Perdido al ambiente:

$$\dot{Q}_{\text{Perd}} = \dot{m}_{23}(h_{24} - h_{23}) - (\dot{m}_{17}h_{17} - \dot{m}_{18}h_{18}) \quad (2.26)$$

▪ Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_{17}(\psi_{17}^{PH} + \psi_{17}^{CH}) - \dot{m}_{18}(\psi_{18}^{PH} + \psi_{18}^{CH}) \quad (2.27)$$

▪ Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_{24}(\psi_{24}^{PH} - \psi_{23}^{PH}) \quad (2.28)$$

2.3.6 Atemperador de Gases de Cola (TGTH)

- Esquemático

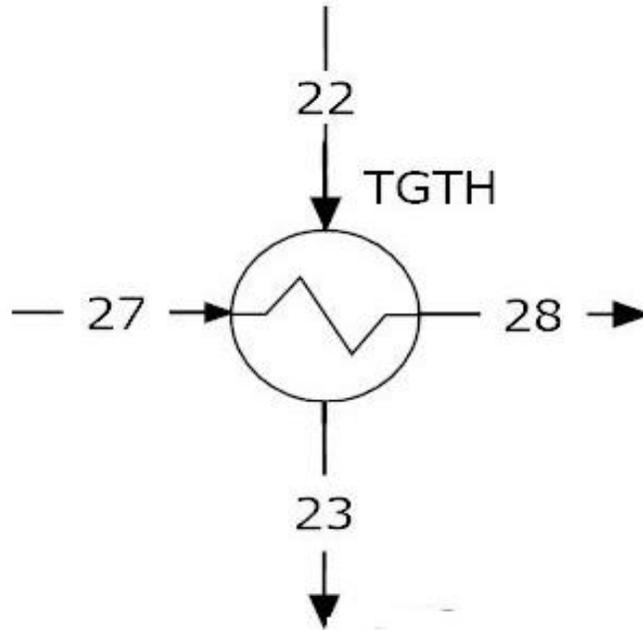


Figura 2.7 Esquemático Atemperador de gases de cola (TGTH)

- Calor Perdido al ambiente:

$$\dot{Q}_{\text{Perd}} = \dot{m}_{22}(h_{23} - h_{22}) - (\dot{m}_{27}h_{27} - \dot{m}_{28}h_{28}) \quad (2.29)$$

- Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_{27}(\psi_{27}^{PH} + \psi_{27}^{CH}) - \dot{m}_{28}(\psi_{28}^{PH} + \psi_{28}^{CH}) \quad (2.30)$$

- Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_{22}(\psi_{23}^{PH} - \psi_{22}^{PH}) \quad (2.31)$$

2.3.7 Condensador (CC)

- Esquemático

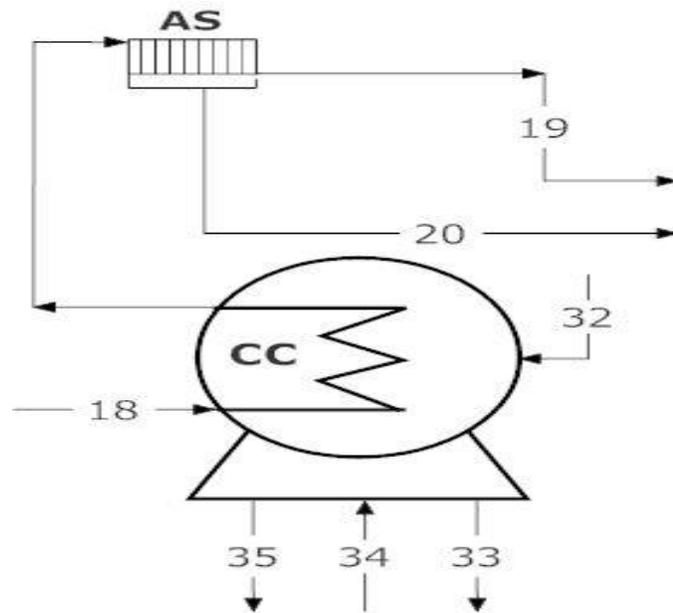


Figura 2.8 Esquemático Condensador (CC)

- Calor Perdido al ambiente:

$$\dot{Q}_{\text{Perd}} = \dot{m}_{18}h_{18} + \dot{m}_{32}h_{32} + \dot{m}_{34}h_{34} - \dot{m}_{19}h_{19} - \dot{m}_{20}h_{20} - \dot{m}_{33}h_{33} - \dot{m}_{35}h_{35} \quad (2.32)$$

- Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_{18}(\psi_{18}^{PH} + \psi_{18}^{CH}) + \dot{m}_{31}(\psi_{31}^{PH} + \psi_{31}^{CH}) \quad (2.33)$$

- Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_{32}(\psi_{33}^{PH} - \psi_{32}^{PH}) - \dot{m}_{34}(\psi_{35}^{PH} - \psi_{34}^{PH}) \quad (2.34)$$

2.3.8 Torre de Absorción (ABS)

- Esquemático

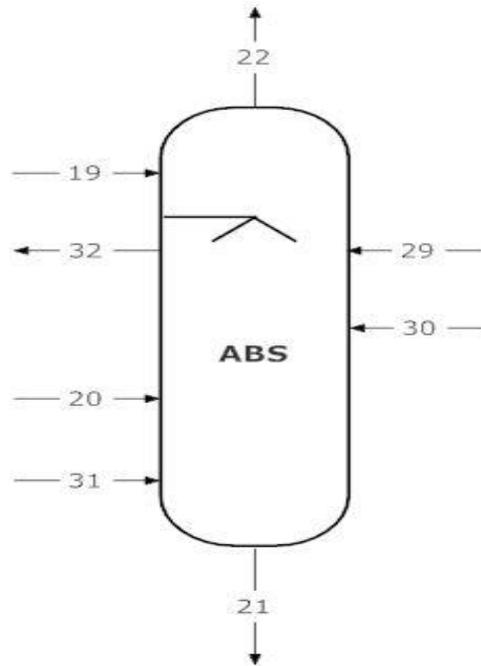


Figura 2.9 Esquemático Torre de Absorción (ABS)

- Calor Perdido al ambiente:

$$\dot{Q}_{\text{Perd}} = \dot{m}_{19}h_{19} + \dot{m}_{20}h_{20} + \dot{m}_{29}h_{29} + \dot{m}_{30}h_{30} + \dot{m}_{31}(h_{32} - h_{31}) - \dot{m}_{21}h_{21} - \dot{m}_{22}h_{22} \quad (2.35)$$

- Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_{19}(\psi_{19}^{PH} + \psi_{19}^{CH}) + \dot{m}_{20}(\psi_{20}^{PH} + \psi_{20}^{CH}) + \dot{m}_{29}(\psi_{29}^{PH} + \psi_{29}^{CH}) + \dot{m}_{30}(\psi_{30}^{PH} + \psi_{30}^{CH}) + \dot{m}_{31}\psi_{31}^{PH} \quad (2.36)$$

- Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_{21}(\psi_{21}^{PH} + \psi_{21}^{CH}) + \dot{m}_{22}(\psi_{22}^{PH} + \psi_{22}^{CH}) + \dot{m}_{32}\psi_{32}^{PH} \quad (2.37)$$

2.3.9 Overall System

Para el cálculo de indicadores exergéticos globales de la planta se consideran las corrientes de entrada y salida total, así:

- Entrada

Corriente 1: Vapor entrada a Turbina Vapor.

Corriente 3: Aire entrada a Compresor.

Corriente 11: Amoniaco entrada a Convertidor Catalítico.

Corriente 29: Agua de alimentación entrada a Torre de Absorción.

Corriente Adicional: Consumo eléctrico total.

Corriente de Agua de Enfriamiento para el Condensador (CC) y Torre de Absorción (ABS).

- Salida:

Corriente 21: Producto Final (Ácido nítrico con concentración de 55%).

Corriente 13: Gases de Cola Salida Expander

A continuación, se describe las ecuaciones de cálculo correspondientes:

- Calor Perdido al ambiente:

$$\dot{Q}_{\text{Perd}} = \dot{Q}_{\text{Perd,CT}} + \dot{Q}_{\text{Perd,AH}} + \dot{Q}_{\text{Perd,HRSG}} + \dot{Q}_{\text{Perd,TGH}} + \dot{Q}_{\text{Perd,TGTH}} + \dot{Q}_{\text{Perd,CC}} + \dot{Q}_{\text{Perd,ABS}} \quad (2.38)$$

- Exergía consumida (Fuel):

$$\dot{X}_F = \dot{m}_1 \psi_1^{PH} + \dot{m}_3 \psi_3^{PH} + \dot{m}_{11} (\psi_{11}^{PH} + \psi_{11}^{CH}) + \dot{m}_{21} (\psi_{21}^{PH} + \psi_{21}^{CH}) + \dot{m}_{29} (\psi_{29}^{PH} + \psi_{29}^{CH}) + \dot{m}_{31} \psi_{31}^{PH} + \dot{m}_{34} \psi_{34}^{PH} + W_{\text{Electrico}} \quad (2.39)$$

- Exergía productos (Products):

$$\dot{X}_P = \dot{m}_{21}(\psi_{21}^{PH} + \psi_{21}^{CH}) + \dot{m}_{13}(\psi_{13}^{PH} + \psi_{13}^{CH}) \quad (2.40)$$

- Exergía Destruída:

$$\dot{X}_D = \dot{X}_{D,CT} + \dot{X}_{D,CONV} + \dot{X}_{D,AH} + \dot{X}_{D,HRSG} + \dot{X}_{D,TGH} + \dot{X}_{D,TGTH} + \dot{X}_{D,CC} + \dot{X}_{D,ABS} \quad (2.41)$$

La metodología de cálculo descrita anteriormente es producto del análisis energético y exergético implementado. En el capítulo 3, se presentan los resultados obtenidos.

En diversas situaciones, fue necesario expandir el volumen de control en cada equipo por desconocimiento de datos en puntos específicos con la finalidad de presentar resultados adecuados para los distintos balances energéticos y exergéticos.



Universidad
Tecnológica
de Bolívar
CARTAGENA DE INDIAS



Harold Valle Reyes
Trabajo de Grado
Cartagena de Indias, Bolívar
2017

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados del análisis exergético y energético de una planta de producción de ácido.

El análisis energético es clave para determinar el calor perdido que se transfiere al ambiente, fuera del volumen de control. Posteriormente con el análisis exergético se obtienen indicadores como: Eficiencia exergética, exergía destruida y las relaciones de exergía destruida global y por equipo.

3.1 Consideraciones para los análisis energéticos y exergéticos realizados

Se tomaron en cuenta unas condiciones y consideraciones tanto para el proceso como para los diferentes equipos que forman parte de la planta.

- El comportamiento de todos los gases se asume de manera ideal en todos los puntos del proceso.
- Las energías cinética y potencial son despreciadas en el análisis energético y exergético.
- Las condiciones del estado muerto para nuestro caso de estudio son: $T_0 = 25^{\circ}C$ y $P_0 = 101.325 \text{ KPa}$.
- Las condiciones termodinámicas del proceso se consideran de forma estacionaria.
- No se consideran pérdidas en masa y los cambios de energía, entropía, exergía y masa del sistema son tomados como nulos.

- Las magnitudes de calor transferido al ambiente, resultantes del análisis energético son tomados como exergía destruida en el análisis de segunda ley.

3.2 Resultados del análisis energético

Por medio de este análisis se verifica el proceso de intercambio de calor en los equipos y el calor perdido al ambiente por los mismos en la planta. En la Figura 3.1, se presenta la distribución de calor transferido al ambiente como resultado del balance energético para una transferencia total de 28823.27 KW.

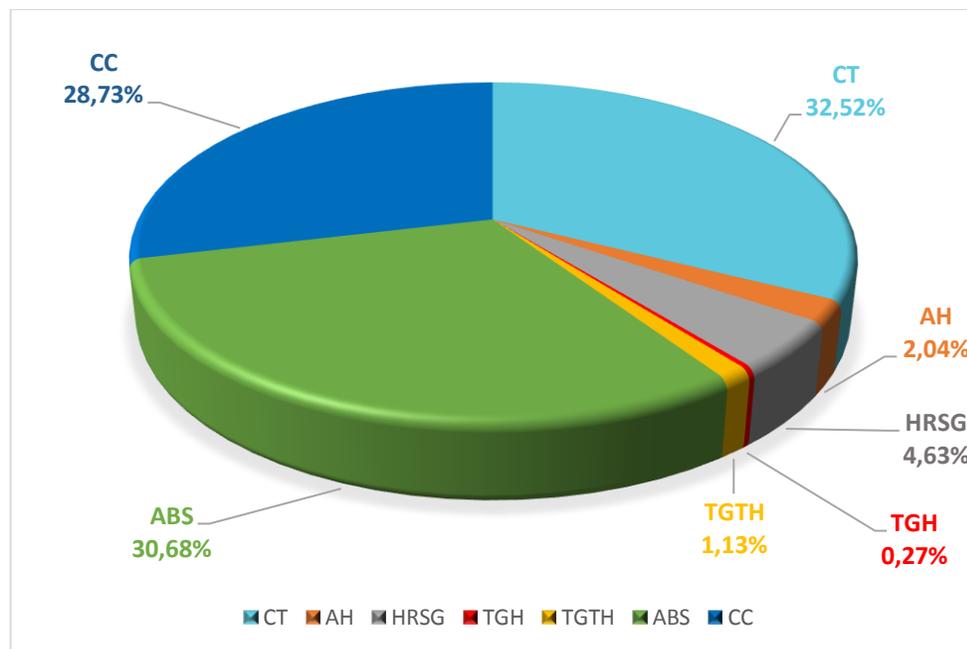


Figura 3.1 Distribución de calor transferido al ambiente.

3.3 Resultados Análisis Exergético:

En esta sección, se presentan los resultados obtenidos del análisis exergético aplicado a la planta en consideración.

Las exergías químicas y físicas de las corrientes se muestran en la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Exergías físicas y químicas de los flujos.

Flujo (j)	Nombre	$\Psi^{PH} \left[\frac{KJ}{Kg} \right]$	$\Psi^{CH} \left[\frac{KJ}{Kg} \right]$
1	Vapor de agua	934.63	9500
2	Vapor de agua	3.66	9500
3	Aire Compresor	-0.34	2.58
4	Aire Compresor	73.78	2.58
5	Aire Compresor	64.35	2.58
6	Aire Compresor	139.75	2.58
7	Aire Compresor	129.96	2.58
8	Aire Compresor	223.15	2.58
9	Aire de Proceso	226.25	2.58
10	Aire Convertidor	278.78	2.58
11	Vapor de Amoniac	359.62	19663.92
12	Gases de Cola	444.08	20.62
13	Gases de Cola	90.23	20.62
14	Gas de proceso	564.21	283.07
15	Gas de proceso	485.02	283.84
16	Gas de proceso	281.21	287.92
17	Gas de proceso	298.58	292.44
18	Gas de proceso	258.70	293.23
19	Acido Débil	38.38	563.21
20	Gas de Proceso	182.99	221.91
21	Producto Final (Ácido Nítrico)	39.40	563.21
22	Gases de Cola	178.76	20.62
23	Gases de Cola	181.07	20.62
24	Gases de Cola	205.45	20.62
25	Agua Alimentación HRSG	154.12	900
26	Vapor de Proceso	881.39	9500
27	Vapor de Proceso	838.40	9500
28	Condensado (Agua)	138.41	900
29	Agua de Alimentación - ABS	1.94	900
30	Aire Blanqueo	207.29	2.58
31	Agua de Enfriamiento – ABS	4.35	900
32	Agua de Enfriamiento – ABS - CC	6.47	900
33	Agua de Enfriamiento – CC	13.47	900
34	Agua de Enfriamiento – CC	1.37	900
35	Agua de Enfriamiento – CC	8.51	900

Las exergías relacionadas en la tabla 3.1 hacen referencia a todas las corrientes involucradas en el proceso a modo de complemento de los datos, pero cabe resaltar que todas no son utilizadas en el análisis exergético de los equipos.

Los indicadores exergéticos producto del análisis realizado se relacionan en la tabla 3.2. Posteriormente, se presentarán las correspondientes interpretaciones y posibles sugerencias con opciones de mejora en base a estos resultados.

Equipo	\dot{X}_F [KW]	\dot{X}_P [KW]	\dot{X}_D [KW]	ϵ [%]	γ_k^* [%]	γ_k [%]
CT	15811.22	5372.58	10438.64	33.98	21.57	28.54
CONV	53417.24	25706.47	27710.77	48.12	57.26	75.77
AH	1616.54	1018.43	598.11	63.00	1.24	1.64
HRSR	4117.13	3023.89	1093.24	73.45	2.26	2.99
TGH	805.76	432.39	373.36	53.66	0.77	1.02
TGTH	192.71	40.93	151.78	21.24	0.31	0.42
CC	2385.38	372.12	2013.25	15.60	4.16	5.50
ABS	9559.57	3545.48	6014.09	37.09	12.43	16.44
GLOBAL	36572.65	6394.92	48393.24	17.49	100	88.72

Tabla 3.2 Indicadores exergéticos de los equipos

En términos de eficiencia exergética, los equipos Tren de Compresión (CT), Convertidor Catalítico (CONV), Atemporador de gases de cola (TGTH), Condensador (CC) y Torre de Absorción (ABS) se muestran con las magnitudes más bajas respecto a los demás, como resultado de irreversibilidades en reacciones químicas, mezcla de fluidos no homogenizados, transferencia de calor al ambiente, entre otros.

La Figura 3.2, relaciona las destrucciones de exergía de cada equipo integrado de la planta y su respectivo valor porcentual en referencia a la exergía destruida global.

Es notable, el gran impacto que presenta el Convertidor catalítico (CONV), seguido del Tren de compresión (CT) y el Condensador (CC) en el proceso de producción de ácido nítrico.

Los valores de exergía destruida para estos equipos son 28202.33 KW y 12480.98 KW, respectivamente. Estas magnitudes representan un 57.26% para Convertidor Catalítico (CONV), 21.57% para el Tren de compresión (CT) y 12.43% para el Condensador (CC), cuyos datos son los más destacados en referencia a la exergía destruida global.

De acuerdo con lo anterior, las irreversibilidades de estos equipos se ven influenciadas por reacciones químicas, manejo y mezcla de fluidos no homogenizados y transferencias de calor al ambiente.

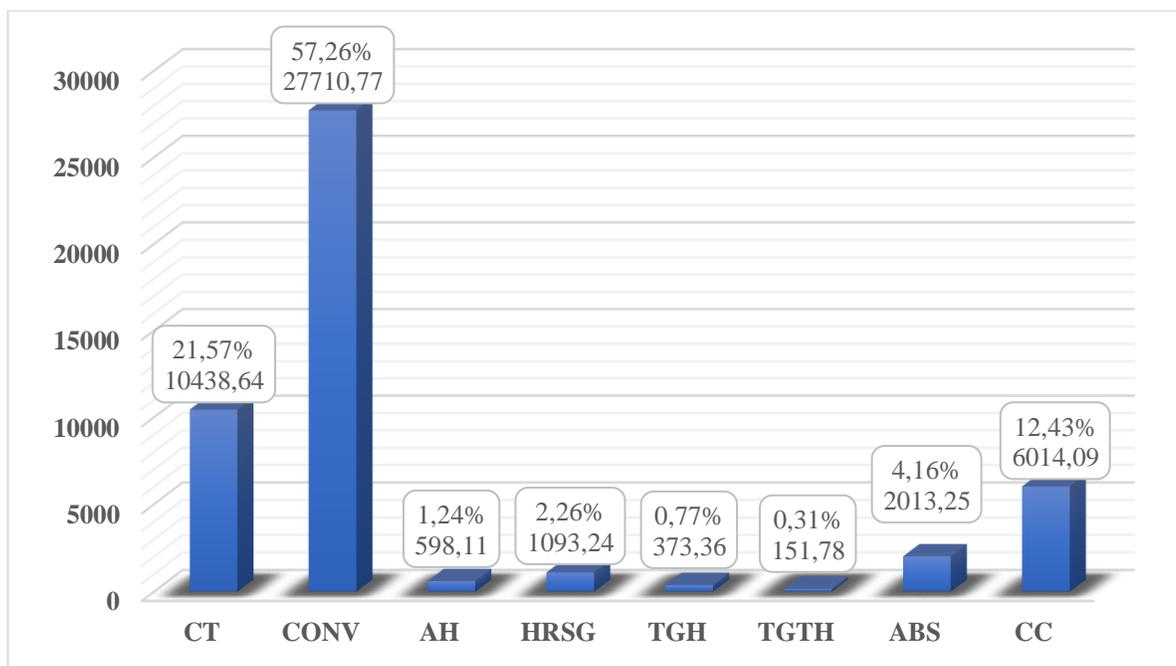


Figura 3.2 Exergía destruida por equipo.

CONCLUSIONES

En base a los resultados obtenidos por medio de los análisis energéticos y exergéticos realizados en la planta de ácido nítrico, se concluye lo siguiente:

Análisis energético:

- Se muestran las magnitudes de calor transferido al ambiente, con lo cual se presenta el estado de los quipos de intercambio de calor para posibles opciones de mejora.
- El mayor impacto de calor transferido al ambiente se presenta en Tren de compresión (CT), Condensador (CC) y Torre de absorción (ABS).
- La Figura 3.1, es clave para una visualización objetiva del panorama energético de la planta y de manera consecuente se puede proponer opciones de mejora.

Análisis Exergético:

- Las magnitudes más bajas de eficiencia exergética son para Tren de Compresión (CT), Convertidor Catalítico (CONV), Atemperador de gases de cola (TGTH), Condensador (CC) y Torre de Absorción (ABS)
- La mayor destrucción de exergía se evidencia en Convertidor Catalítico (CONV), Tren de Compresión (CT) y Condensador (CC) con 27710.77 KW, 10438.64 KW y 6014.09 KW respectivamente.
- Las principales irreversibilidades que impactan a los equipos CONV y CT, se deben a calor transferido al ambiente, reacciones químicas y mezcla de fluidos no homogenizados con variaciones en sus propiedades termodinámicas.
- La Tabla 3.2, la Figura 3.1 y 3.2, son cruciales para la toma de decisiones en base a análisis exergéticos y posibles propuestas de optimización del proceso o equipos.

RECOMENDACIONES

RECOMENDACIONES

- Revisar equipos de intercambio de calor de la planta en busca de falencias y zonas de alta transferencia de calor al ambiente.
- Implementar instalación de equipos actualizados o con mayores niveles de eficiencia, con previos estudios económicos.
- Realizar estudios de exergía avanzada para identificar de manera explícita zonas críticas del proceso con altas posibilidades de mejora y optimización.
- Generar variaciones o alteración de los parámetros del proceso en temas termodinámicos para lograr mejores prácticas productivas, con altos niveles de eficiencia exergética.
- En base a los resultados obtenidos, se debe tratar las magnitudes exergía destruida y aprovechar la energía al máximo nivel permitido y viable.
- Realizar análisis termoeconómicos para evaluar en términos financieros implementaciones de nuevo equipos o cambios en el proceso con el fin de lograr un aprovechamiento eficiente de la energía y los recursos disponibles.
- Evitar cuando sea posible la mezcla de fluidos no homogenizados, lograr estabilizaciones de las propiedades termodinámicas en las corrientes del proceso con el fin de minimizar las magnitudes de exergía destruida.

BIBLIOGRAFÍA

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] BP Global, «BP Global,» 15 January 2017. [En línea]. Available: www.bp.com/energyoutlook. [Último acceso: 02 March 2017].
- [2] U.S. Energy Information Administration, «Energy Information Administration,» 5 January 2017. [En línea]. Available: www.eia.gov/aeo. [Último acceso: 02 March 2017].
- [3] I. Siminiceanu, «The Exergy Analysis Of The Industrial Systems,» *Boletín AGIR*, n° 1, pp. 69-76, 2015.
- [4] Q. Yang, Y. Qian, A. Kraslawski, H. Zhou y S. Yang, «Advanced Exergy Analysis of an Oil Shale Retorting Process,» *Applied Energy* 165, pp. 405-415, 2016.
- [5] W. Ruiz, R. Vasquez, A. Bula y A. Gonzalez, «Exergy Analysis Of An Industrial Sulphuric Acid Plant,» *International Journal of Emerging Technology and Advanced Engineering*, vol. 4, n° 3, pp. 730-735, 2014.
- [6] A. Boyano, G. Tsatsaronis, T. Morosuk y A. M. Blanco-Marigorta, «Advanced Exergetic Analysis of Chemical Process,» de *Proceedings of the ASME 2009 International Mechanical Engineering Congress & Exposition*, Lake Buena Vista, Florida - USA, 2009.
- [7] S. Dehghani y H. Sayyaadi, «Energy and Exergetic Evaluations of Bunsen Section of the Sulfur-Iodine Thermochemical Hydrogen Production Plant,» *International Journal of Hydrogen Energy* 38, pp. 9074-9084, 2013.
- [8] A. Hedayati, O. Le Corre, B. Lacarriére y J. Llorca, «Exergetic Study of Catalytic Steam Reforming of Bio-ethanol over Pd-Rh/CeO₂ with Hydrogen Purification in a Membrane Reactor,» *International Journal of Hydrogen Energy*, pp. 1-8, 2014.
- [9] A. N. Vilarinho, J. B. L. M. Campos y C. Pinho, «Energy and Exergy analysis of an Aromatics Plant,» *Case Studies in Thermal Engineering - Elsevier*, n° 8, pp. 115-127, 2016.

- [10] M. Stefanova, R. Chaturkova, E. Sokolovski y N. Ilieva, «Dipersion Modeling of Nitrous Oxide Emissions From a Nitric Acid Plant in Devnya Region, Bulgaria,» *International Journal of Research in Engineering and Technology*, vol. 3, pp. 448-457, 2014.
- [11] M. Stefanova y R. Chaturkova, «Research of the Efficiency of a Secondary Catalyst for Nitrous Oxide Emission Reduction at a Nitric Acid Plant,» *Pol. J. Environ. Stud.*, vol. 23, n° 5, pp. 1875-1880, 2014.
- [12] R. W. V. d. B. S. Booneveld, J. R. Pels, D. F. Bakker y M. J. F. M. Verhaak, «Catalytic Removal of N₂O in Model Flue Gases of a Nitric Acid Plant Using a Promoted Fe Zeolite,» *Applied Catalysis B: Environmental 32 - Elsevier*, pp. 73-81, 2001.
- [13] K. G. Denbigh, «The Second-law Efficiency Of Chemical Process,» *Chemical Engineering Science*, vol. 1, p. 9, 1956.
- [14] L. Riekert, «The Efficiency Of Energy Utilization In Chemical Processes,» *Pergamon Press. - Chemical Engineering Science*, vol. 29, pp. 1613-1620, 1974.
- [15] Z. Kirova-Yordanova, «Exergy analysis of industrial ammonia synthesis,» *Energy - Elsevier*, pp. 1-12, 2004.
- [16] M. Lakovic, P. Zivkovic y P. Raskovic, «Exergy Analyzing Method in Process Integration of the Nitric Acid Production Plant,» *Facta Universitatis, Series: Mechanical Engineering*, vol. 3, n° 1, pp. 109-116, 2005.
- [17] S. Nimkar, Artist, *Exergy Analysis of Nitric Acid, Ethylene Oxide/Ethylene Glycol Processes and Methanol Reactor*. [Art]. Doctor of Philosophy in Technology and Engineering, 2015.
- [18] H. Connor, «The Manufacture of Nitric Acid,» *Platinum Metals Rev.*, vol. 1, pp. 2-9, 1976.
- [19] A. Bejan, G. Tsatsaronis y M. Moran, *Thermal Design & Optimization*, Canada: John Wiley & Sons, Inc, 1996.

- [20] I. Dincer y M. A. Rosen, *Exergy: Energy, Environment and Sustainable Development*, San Diego, CA: Elsevier Ltd, 2013.
- [21] G. Tsatsaronis y F. Czesla, «Thermoeconomics,» de *Thermoeconomics*, Technical University of Berlin, pp. 659-680.
- [22] A. Bejan, *Advanced Engineering Thermodynamics 4th Ed.*, Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2016.
- [23] Y. A. Cengel y M. A. B. , *Termodinámica 7 Ed.*, New York, USA: McGraw-Hill, 2011.
- [24] R. K. Sinnott, *Chemical Engineering Design*, Oxford, UK: Elsevier, 2005.
- [25] J. C. Romero, «Exergy as a Global Energy Sustainability Indicator,» *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, n° 33, pp. 427-442, 2014.
- [26] J. Szargut, «Egzergia,» *Poradnik obliczania i stosowania*, Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, Gliwice, 2007.
- [27] A. Ghannadzadeh y M. Sadeqzadeh, «Diagnosis of an alternative ammonia process technology to reduce exergy losses,» *Energy Conversion And Management - Elsevier*, pp. 1-8, 2016.