
Posgrado de Ingeniería

**ANÁLISIS DE EXERGIA Y DESARROLLO SUSTENTABLE:
EJERCICIO DE EVALUACIÓN PARA UNA PLANTA DE AMONIACO**

T E S I S

**Que para obtener el grado de:
Maestra en Ingeniería
(Ingeniería Química: Procesos)**

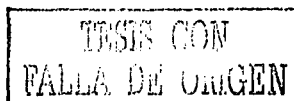
**Presenta
Ing. Claudia García Aranda**

**Director de Tesis
Dr. Carlos E. Escobar Toledo**



Facultad de
Química

México, D.F.



2003



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

PAGINACIÓN DISCONTINUA

Agradecimientos

A mi **Dios**, por ser mi padre,
mi amigo y confidente. **Gracias.**

A la **Universidad Nacional Autónoma de México** y a
la **Facultad de Química**, por el orgullo y la satisfacción
que me ha otorgado al hacerme portadora
de sus conocimientos.

Al **CONACyT**, por haberme brindado la oportunidad
de concluir mis estudios de maestría.

A **PEMEX-Petroquímica**, especialmente al **Complejo Petroquímico
Cosoleacaque (PECOSA)** y al **Ing. Salvador Vinay Vadillo**,
por su valiosa ayuda para la realización de esta tesis.

Al **Dr. Carlos E. Escobar Toledo**, por su ayuda, paciencia,
comprensión y calidad humana. Gracias mil xxx....

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Dedicatorias

Es pues la fe la sustancia de las cosas que se esperan,
la demostración de las cosas que no se ven.

Hebreos 11:1

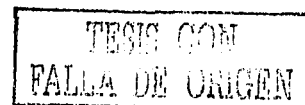
A mis **abuelos** (†) y a mi **madre**,
raíces irrefutables de mi temple.
Con admiración, respeto y
amor profundo.

A mi **familia:**

O → A → SS → YA,
S,
C,
DL,
DL, jr.,
S→H,
O→A,
S,
S,
M,
E,
U,
S.

... con cariño.

Y a todas aquellas personas que al leerme
evocan nuestra fraternidad y se saben
receptoras de mi cariño.
A cada uno de ustedes,
gracias por estar ahí.



Dedicatorias

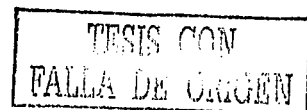
Que la tierra florezca en mis acciones
como el jugo de oro de las viñas,
que perfume el dolor de mis canciones
como un fruto olvidado en la campiña.

Que trascienda mi carne a sembradura
ávida de brotar por todas partes,
que mis arterias lleven agua pura,
¡agua que canta cuando se reparte!

Yo quiero estar desnudo en las gavillas,
pisado por los cascos enemigos,
yo quiero abrirme y entregar semillas
de pan, ¡yo quiero ser de tierra y trigo!

De Crepusculario, Pablo Neruda

A mi director de tesis.



CONTENIDO

Objetivos	i
Hipótesis	ii
Introducción	iii
Nomenclatura	v
Capítulo I. Desarrollo Sustentable y Uso eficiente de Energía	1
1.1 Desarrollo Sustentable, sus dimensiones en América Latina y el Caribe (ALC)	3
1.2 Patrones más característicos en América Latina y el Caribe	4
1.3 La energía y el desarrollo sustentable	4
1.3.1 La termodinámica y el desarrollo sustentable	5
1.3.2 El análisis del ciclo de vida, el desarrollo sustentable y la disminución de la irreversibilidad	5
1.3.3 Uso eficiente de energía y el análisis de exergía	6
1.4 Situación actual de la cadena productiva gas natural – amoníaco – urea	7
1.4.1 Gas natural	8
1.4.2 Amoníaco y urea	10
1.5 La industria de fertilizantes y sus papel dentro del desarrollo sustentable nacional e internacional	11
Referencias	17
Capítulo II. Estado del Arte del Análisis de Exergía	18
Referencias	21
Capítulo III. Análisis de exergía. Conceptos básicos y aplicación.	23
3.1 Primera y Segunda Ley de la Termodinámica	25
3.2 Ambiente	25
3.3 Estado muerto	26
3.4 Exergía	26
3.5 Exergía del trabajo, del calor y la materia	27
3.6 Conceptos que integran un análisis de exergía	30
3.6.1 Método de bloques	30
3.6.2 Pérdidas de exergía	31
3.6.3 Pérdidas irreversibles	31
3.6.4 Pérdidas de exergía de efluentes	32
3.6.5 Pérdidas totales de exergía	32
3.7 Eficiencia, Efectividad y Rendimiento	33
3.8 Potencial de mejoramiento.	34
3.9 Procedimiento de aplicación de un análisis de exergía	34
Referencias	35

Capítulo IV. Estudio de caso para evaluación. Análisis de exergia para una planta de amoníaco. **36**

4.1	Simulación del proceso de producción de amoníaco y consideraciones realizadas para aplicar el análisis de exergia a la planta de amoníaco	38
4.1.1	Acerca de PROSIM PLUS ver. 1.3.8.2	38
4.1.2	Simulación del proceso de producción de amoníaco	38
4.1.3	Consideraciones realizadas para aplicar el análisis de exergia a la planta de amoníaco	39
4.2	Breve descripción del proceso de producción de amoníaco	40
4.2.1	Preparación de gas de síntesis	40
4.2.2	Purificación de gas de síntesis	41
4.2.3	Síntesis de amoníaco	42
4.3	Diagrama de bloques del proceso de producción de amoníaco	42
4.4	Resultados del balance de materia, entalpía y entropía del proceso de producción de amoníaco	44
4.4.1	Balance de materia	45
4.4.2	Balance de entalpía y entropía	47
4.5	Análisis de resultado de la simulación del proceso de producción de amoníaco	52
4.6	Resultados del balance de exergia y de los parámetros de eficiencia, efectividad, rendimiento y potencial de mejoramiento	54
4.6.1	Balance de exergia por equipos	54
4.6.2	Balance de exergia de los Bloques I, II y III y por planta	58
4.6.3	Resultados del cálculo de eficiencia, efectividad, rendimiento y potencial de mejoramiento para la planta de amoníaco a condiciones de operación.	59
4.7	Relaciones beneficio/costo para la planta de amoníaco	67
	Referencias	69

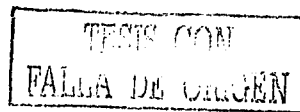
Capítulo V. Estudio de caso para evaluación. Integración del proceso de producción de amoníaco con el proceso de producción de urea. **70**

5.1	Breve descripción del proceso de urea	72
5.2	Balance de materia para la integración de la planta de amoníaco analizada a una planta de urea tipo	73
5.3	Beneficios de la integración de la cadena gas natural - amoníaco - urea	75
5.3.1	Beneficios exérgicos. Disminución de las pérdidas de exergia	75
5.3.2	Beneficios económicos. Valor agregado del amoníaco producto y la urea	79
	Referencias	86

Conclusiones Generales. **87**

Apéndices

Apéndice A.	Publicaciones (1995-2000).	92
Apéndice B.	Diagramas de Flujo y Lista de Equipo del proceso de producción de amoníaco.	110
Apéndice C.	Memoria de cálculo para balances de materia, entalpía y entropía.	116
Apéndice D.	Balance de exergia y cálculo de irreversibilidades.	131



Índice de Gráficas

Gráfica 1. Balance general de entalpía de las corrientes principales del proceso de producción de NH_3 .	48
Gráfica 2. Balance general de entropía de las corrientes principales del proceso de producción de NH_3 .	49
Gráfica 3. Cambio de entalpía total de las corrientes principales de proceso de la planta de NH_3 .	50
Gráfica 4. Cambio de entropía total de las corrientes principales de proceso de la planta de NH_3 .	51
Gráfica 5. Cambio de exergía de las corrientes principales de proceso de la planta de NH_3 , por equipo, a condiciones de diseño y operación.	55
Gráfica 6. Cambio de la efectividad para el reformador primario.	64
Gráfica 7. Cambio del rendimiento para el reformador primario	65
Gráfica 8. Cambio de la exergía útil a la salida para el reformador primario.	65
Gráfica 9. Efectos ocasionados al disminuir a cero las fugas de energía del reformador primario.	66
Gráfica 10. Consumo de exergía para una planta de amoníaco operando en forma individual e independiente en comparación con una planta de amoníaco operando de forma integrada a una planta de urea.	78
Gráfica 11. Irreversibilidad generada para una planta de amoníaco operando en forma individual e independiente en comparación con una planta de amoníaco operando de forma integrada a una planta de urea.	79

G

TRABAJO CON
FALLA DE CARGEN

Índice de Figuras

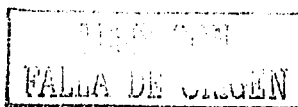
Figura 1. Sistema de soporte a la toma de decisiones para la recuperación del trabajo perdido en sistemas de procesos químicos.	7
Figura 2. Diferentes formas de exergía.	27
Figura 3. Exergía sustancial.	29
Figura 4. Método de bloques.	30
Figura 5. Definición de bloques para analizar la planta de amoníaco.	43
Figura 6. Diagrama de entradas y salidas de corrientes de proceso y servicio del Bloque I.	43
Figura 7. Diagrama de entradas y salidas de corrientes de proceso y servicio del Bloque II.	44
Figura 8. Diagrama de entradas y salidas de corrientes de proceso y servicio del Bloque III.	44
Figura 9. Diagrama de Grassmann para el Reformador Primario (101-B) a condiciones de operación.	57
Figura 10. Esquema de integración general.	72
Figura 11. Diagrama de flujo simplificado de la producción de urea.	73
Figura 12 Integración del planta de amoníaco con una planta de urea.	74

H

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Índice de Tablas

Tabla 1. Líneas estratégicas para la implementación del Protocolo de Kyoto.	3
Tabla 2. Indicadores seleccionados de sustentabilidad energética.	4
Tabla 3. Precios nacionales del gas natural, 1990-2000 (dólares por millón de BTU).	9
Tabla 4. Precios del gas natural en diferentes zonas del mundo (año 2000).	10
Tabla 5. Capacidad instalada y producción de amoníaco.	11
Tabla 6. Principales empresas privadas mexicanas que fabrican fertilizantes.	12
Tabla 7. Capacidad instalada para la producción de fertilizantes nitrogenados, según producto 1995 -2000 (Miles de Toneladas).	13
Tabla 8. Volumen de la producción de fertilizantes nitrogenados según producto 1995-2000 (Miles de Toneladas).	13
Tabla 9. Valor de la producción de fertilizantes nitrogenados según producto 1995-2000 (Miles de pesos).	14
Tabla 10. Volumen de las importaciones de fertilizantes nitrogenados según productos seleccionados 1995-2000 (Miles de Toneladas).	14
Tabla 11. Volumen de la producción mundial de fertilizantes con múltiples nutrientes según países seleccionados (Contenido de nitrógeno) 1995-1998 (Miles de Toneladas).	15
Tabla 12. Balance de materia total del proceso de producción de amoníaco.	45
Tabla 13. Comparación de variables de proceso a condiciones de diseño y operación.	46
Tabla 14. Datos de diseño y operación para el cambio de entalpia y entropia totales de las corrientes principales del proceso.	47
Tabla 15. Comparación de índices de producción.	52
Tabla 16. Irreversibilidad calculada para el reformador primario.	56
Tabla 17. Comparación de valores del cambio de exergia calculado en los bloques I, II y III a condiciones de diseño y operación.	58
Tabla 18. Potencial de mejoramiento, eficiencia, efectividad y rendimiento para los diferentes niveles de análisis de la planta de amoníaco.	60
Tabla 19. Beneficios generados al aprovechar las fugas de exergia en la sección de convección del reformador primario.	64
Tabla 20. Diferencia de producción de amoníaco y consumos de gas natura como materia prima y como combustible a condiciones de diseño y operación.	68
Tabla 21. Valores de cambio de disponibilidad termodinámica y generación de entropía para la producción de amoníaco y urea.	76
Tabla 22. Porcentajes del costo de producción y valor del producto para el amoníaco.	80
Tabla 23. Valor del producto para el amoníaco expresado en USD (2000)/día y en USD(2000)/Ton NH ₃ .	81
Tabla 24. Valores explícitos para el valor agregado del amoníaco.	82
Tabla 25. Relaciones de producción para una planta de 860x10 ³ Ton Urea/año.	83
Tabla 26. Porcentajes del costo de producción y valor del producto para la urea.	84
Tabla 27. Valor del producto para la urea expresado en USD (2000)/día y en USD (2000)/Ton Urea.	84
Tabla 28. Valores explícitos para el valor agregado de la urea, considerando la integración de la planta de amoníaco.	85

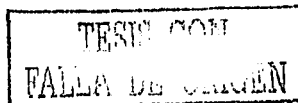


i. OBJETIVOS

El fundamento técnico y los análisis realizados dentro de este trabajo se encauzan para alcanzar los siguientes objetivos:

- 1) Analizar el comportamiento exérgico de una Planta de Amoníaco utilizando un simulador de procesos comercial, tomando en cuenta las condiciones de diseño y operación, para detectar puntos potenciales de mejoramiento del uso de la energía.
- 2) Analizar los beneficios de la integración de los procesos de producción de amoníaco y urea, mediante la cadena de producción gas natural - amoníaco - urea, para un mejor uso y aprovechamiento de la energía utilizando valores de trabajo máximo útil (exergía) requeridos para efectuar dichos procesos.
- 3) Utilizar los conceptos de valor de producto, cadena de producción y valor agregado para analizar los beneficios económicos de la integración de la planta de amoníaco con una planta de urea.

Para el desarrollo de este estudio se establece como marco de referencia la importancia estratégica indiscutible del amoníaco como fertilizante para aumentar la productividad agrícola de nuestro país; y por otro lado, su contribución a la sustentabilidad nacional. Se analizan de forma breve variables como precios de materia prima (gas natural), valores de producción, ventas, producción e importaciones de fertilizantes nitrogenados.



ii. HIPÓTESIS

- 1) Utilizando el concepto de exergía y su aplicación se pueden identificar las pérdidas de exergía, tales como la irreversibilidad termodinámica, para que de acuerdo al proceso estudiado disminuyan en beneficio de la mejor utilización de la energía, y por ende a la contribución que conllevan estas acciones a la conservación de los recursos energéticos no renovables y al concepto de sustentabilidad.
- 2) La Planta de Amoníaco existente tiene un potencial exérgico que puede utilizarse para hacer un uso más eficiente de la energía y así contribuir al desarrollo sustentable, en lo que se refiere a la conservación de recursos no renovables (principalmente hidrocarburos).
- 3) La integración del proceso de producción de amoníaco con el de urea representa una oportunidad para disminuir las pérdidas totales de exergía que se generan en cada uno de ellos cuando operan de forma individual e independiente el uno del otro. Es decir, integrando los procesos la utilización de la exergía aumenta.
- 4) Se pueden hacer comparaciones de los procesos individuales con respecto a procesos integrados al relacionar la exergía involucrada en el proceso de producción con el valor agregado del producto.

iii. INTRODUCCIÓN

El presente trabajo toma como marco de referencia el concepto de "desarrollo sustentable" para enfatizar la importante contribución que tiene la utilización del concepto de exergía y su aplicación para detectar la calidad de energía que se pierde y/o desperdicia en la generación de productos y/o servicios.

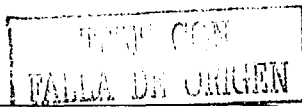
El método de análisis exérgico (o de exergía) permite identificar las pérdidas totales de exergía, generadas durante el consumo de recursos no renovables. Las pérdidas totales de exergía se subdividen a su vez en pérdidas inherentes a la naturaleza termodinámica del proceso (irreversibilidades) y en pérdidas de exergía ocasionadas por efluentes del proceso. De esta forma se realiza la importancia de la minimización de estas irreversibilidades para obtener un desarrollo sustentable, no sólo ayudando a conservar los recursos no renovables, realizando un mejor uso y manejo de la energía, sino también disminuyendo las corrientes de efluentes portadoras de una exergía tal que altere el equilibrio ecológico del ambiente.

El presente trabajo parte de la suposición de que las pérdidas de exergía, creadas durante el consumo de recursos no renovables deben ser minimizadas para obtener un desarrollo sustentable.

Siendo caso de estudio una planta de amoníaco en México, se plantea la hipótesis de que al disminuir las pérdidas de exergía, los costos de operación se reducirán y se incrementará la eficiencia del proceso haciendo un uso sustentable de los recursos no renovables; dichos efectos repercuten directamente en la no-utilización exhaustiva de combustibles fósiles provenientes de tales recursos no renovables, debido a su escasez.

En este caso en particular, se analiza el papel que juega el gas natural como combustible y a la vez como materia prima para la producción de amoníaco, estimando primero, el impacto de efluentes arrojados al ambiente en función de su cantidad y calidad, y posteriormente el valor agregado que adquiere el amoníaco producido, tanto como materia prima para elaborar otros productos químicos, así como para mejorar y/o elevar la eficiencia del agro mexicano a través de la manufactura de fertilizantes nitrogenados.

Por lo anterior, los alcances de este trabajo son: a) estudiar el comportamiento termodinámico de la planta de amoníaco seleccionada utilizando primera y segunda ley, y b) mostrar la contribución que tiene el amoníaco producido al desarrollo sustentable de este país, ya sea como materia prima para producir otros productos o a través de su utilización directa como fertilizante ó como materia prima de otros fertilizantes nitrogenados en el campo mexicano.



Este objetivo se alcanzará partiendo de las contribuciones del concepto de exergía, las cuales dan lugar al estado del arte en cuanto al análisis termodinámico y uso eficiente de la energía que puede realizarse a través de este concepto, tanto teóricamente como en sus aplicaciones prácticas. Con ello se pretende establecer el fundamento teórico de los conceptos básicos y necesarios de este análisis.

Enseguida, se expone y explica la situación en torno de la producción de amoníaco en México para justificar el caso de estudio.

Posteriormente, se describe el proceso de manufactura que se lleva a cabo en la planta de amoníaco seleccionada, para reproducir la simulación de las secciones de reformación de gas natural, purificación de gas reformado y síntesis de amoníaco de la planta, tanto en condiciones de diseño como de operación. La información requerida para reproducir la simulación fue proporcionada por Petroquímica Cosoleacaque, S.A. de C.V. (PECOSA).

Enseguida, con los resultados de las simulaciones y se lleva a cabo un análisis de exergía para detectar las irreversibilidades y los posibles mejoramientos que podrían incrementar la eficiencia exérgica del proceso.

Antes de finalizar, es importante mencionar la utilización del trabajo de Sophos en esta tesis; el cual consistió en investigar y reportar, para una serie de procesos petroquímicos, la cantidad de exergía requerida en cada uno de ellos. Los valores de exergía e irreversibilidad se utilizaron para construir un modelo de programación matemática cuyo objetivo principal fue encontrar las mejores rutas tecnológicas de la industria Petroquímica.

Para los fines de este trabajo, se utilizaron los valores de exergía e irreversibilidad reportados por Sophos para los procesos de producción de amoníaco y urea. Con estos valores se realizaron los cálculos necesarios para validar la hipótesis de que al integrar estos dos procesos las pérdidas totales de exergía disminuyen en comparación con las que se generan cuando los dos procesos operan de forma individual e independiente el uno del otro. La disminución de las pérdidas totales de exergía influyen directamente en el mejor aprovechamiento en la utilización de la exergía, y por ende de la energía. Este hecho contribuye a la robustez del desarrollo sustentable en el país.

Para terminar, la realización de este trabajo permite desarrollar la habilidad de comprender que un problema se puede resolver de distintas maneras.

iv. Nomenclatura

Símbolos latinos

Efl	Exergia de efluentes
Ex	Exergia
Ex _{ntp}	Exergia neta total producida
Ex _{nts}	Exergia neta total suministrada
Ex _{tte}	Exergia total a la entrada
Ex _{tts}	Exergia total a la salida
Ex _{uts}	Exergia útil total a la salida
H	Entalpia
Irr	Irreversibilidad
kJ	kilojoule (1×10^3 J)
MJ	Megajoule (1×10^6 J)
P	Presión
PCI	Poder calorífico inferior de un combustible
Pex	Pérdidas totales de exergia
Pot	Potencial de mejoramiento
Q	Flujo de calor
S	Entropia
T	Temperatura

Símbolos griegos

Φ	relación de exergia química al valor del poder calorífico inferior de combustible
θ	Temperatura de Carnot
Δ	Diferencia entre entradas y salidas
η	Eficiencia exérgica
ε	Efectividad
ξ	Rendimiento

Subíndices

<i>i</i>	Corrientes de exergia a la entrada
<i>j</i>	Corrientes de exergia a la salida
<i>k</i>	Corrientes de exergia no utilizada.
<i>c</i>	concentración
<i>f</i>	física
<i>h</i>	calor
<i>i</i>	inercia
<i>m</i>	materia
<i>q</i>	química
<i>r</i>	de reacción
<i>s</i>	sustancial
<i>w</i>	trabajo

Capítulo I.

Desarrollo Sustentable y Uso Eficiente de Energía.

Desarrollo Sustentable: Se ha definido como todo aquel "desarrollo que asegura las necesidades de la sociedad presente sin comprometer la capacidad de las generaciones futuras para satisfacer sus propias necesidades". *Brundtland [1987]*.

De la definición anterior y de la presentada por la *FAO [1989]*, Sankaran, citado por *Lefebvre, et. al., [1998]*, concluye que:

- la sustentabilidad es necesidad - básica, es decir, la actividad económica y el desarrollo industrial no sólo deben dedicarse a la creación de riqueza, sino también a la necesidad de la población de consumir bienes y servicios producidos de esta misma actividad económica.
- la sustentabilidad es futuro orientado; no sólo basta en crear oportunidades de trabajo y riqueza en un determinado momento, sino que a largo plazo, las acciones tomadas para ello no se conviertan en detrimento del bienestar social y material de la población.
- el desarrollo sustentable es conservación orientada; es la conservación de recursos no renovables, no tan fácilmente renovables o limitados, como los combustibles fósiles, recursos de agua, la calidad del suelo y la conservación de bosques.

Es precisamente la idea de que el desarrollo sustentable se considere como una conservación orientada de recursos, lo que crea la necesidad de desarrollar estudios como el que el lector tiene en sus manos.

Además, la conservación orientada debe enfocarse sobre el reemplazo de recursos no renovables y su sustitución por recursos renovables que cumplan con el concepto de sustentabilidad.

Entre los recursos no renovables que deben alcanzar un nivel de sustentabilidad están los diferentes tipos de energía primaria, principalmente hidrocarburos (petróleo y gas natural) y carbón.

La energía primaria proveniente de los hidrocarburos se transforma en diferentes formas de energía secundaria para poder utilizarse en procesos de transformación. Tanto el paso de la energía primaria a la secundaria como el consumo de una y otra, deben cumplir con el concepto de uso eficiente.

La tecnología de producto y de proceso, es el instrumento por el cual deberá buscarse la máxima eficiencia en el uso de la energía y además cumplir con el cuidado del ambiente a través de los diferentes protocolos elaborados con este

fin, como la *Declaración de Río [1992]* (disminución de contaminantes como NOx, SOx y partículas).

Por otro lado, el *Protocolo de Kyoto [1997]* da énfasis especial a la reducción de gases contaminantes provenientes de la combustión de combustibles, de fuentes fijas ó móviles. Para realizar la implementación de este tipo de acuerdos en cada país, los procesos de planeación estratégica y toma de decisiones deben estar soportados sobre dos objetivos fundamentales: la capacidad de innovación tecnológica y los recursos financieros disponibles, como lo muestra la Tabla 1.

Tabla 1. Líneas estratégicas para la implementación del Protocolo de Kyoto

Investigación y Desarrollo	Recursos financieros para desarrollo
Nuevos procesos de transformación	Optimizar la producción con infraestructura industrial existente.
Mejor calidad para gasolinas y combustibles	Disminución de emisiones contaminantes
Uso eficiente de energía en plantas de proceso y de servicio	Mejoramiento en medios de transporte
Tratamiento de residuos y retención de carbón	Aplicación de tecnologías limpias en nuevos servicios

Esta tesis se inscribe en ambos protocolos por lo que se refiere al uso eficiente de la energía en proceso y por ende, en la disminución de contaminantes.

1.1 Desarrollo Sustentable, sus dimensiones en América Latina y el Caribe (ALC)

La Comisión Económica para América Latina y el Caribe de las Naciones Unidas (CEPALC), sostiene que "la sustentabilidad del desarrollo requiere un equilibrio dinámico entre todas las formas de capital o acervos que participan en el esfuerzo del desarrollo económico y social de los países, de tal modo que la tasa de uso resultante de cada forma de capital no exceda su propia tasa de reproducción considerando las relaciones de sustitución o complementariedad existentes entre ellas".

En esencia, el desarrollo sustentable no se refiere a una meta tangible ni cuantificable a ser alcanzada en determinado plazo y momento. Se refiere más bien a la posibilidad de mantener un equilibrio entre factores que expliquen un cierto nivel de desarrollo del ser humano, que es transitorio y está en general en un proceso de evolución.

Como lo plantea el desarrollo sustentable, resulta más factible discernir acerca del progreso hacia una mayor sustentabilidad, subdividiendo el sistema en cada una de las principales dimensiones que el desarrollo presenta.

"Se reconocen como dimensiones relevantes del desarrollo sustentable la libertad política, el bienestar económico, la equidad social y un medio ambiente sano, además de una cierta conservación de los recursos naturales. Estas dimensiones se extienden en el espacio (terrestre y aéreo) y en el tiempo (presente y futuro)". *OLADE/CEPAL/GTZ [2000]*.

1.2 Patrones más característicos en América Latina y el Caribe

Atendiendo a las múltiples interacciones de los sistemas energéticos con las diferentes dimensiones del proceso de desarrollo, en la Tabla 2, se presentan un conjunto de indicadores relacionados con la estructura y variables de esos sistemas, que corresponden a aspectos vinculados a las mencionadas dimensiones de la sustentabilidad para América Latina y el Caribe (ALC).

Tabla 2. Indicadores seleccionados de sustentabilidad energética

Dimensión	Indicador	Alta sustentabilidad se relaciona con:
Economía	Autarquía	Baja participación de las importaciones en la oferta energética
	Robustez frente a cambios externos	Baja contribución de las exportaciones energéticas al PIB
	Productividad energética	Alto PIB por unidad de energía
Equidad	Cobertura eléctrica	Alto porcentaje de hogares electrificados
	Cobertura de necesidades energéticas básicas	Suficiente consumo de energía útil residencial
Recursos Naturales	Pureza relativa del uso de energía	Bajos niveles de emisiones (de CO ₂)
	Uso de energías renovables	Alta participación de energías renovables en la oferta energética
	Alcance de recursos fósiles y leña	Alto nivel de relación reservas / producción de energéticos fósiles y leña

Estos indicadores se utilizan para la tipificación de situaciones y clasificación de los países de ALC en términos de sustentabilidad energética.

1.3 La energía y el desarrollo sustentable

La energía constituye un elemento esencial para la calidad de vida del ser humano y es un insumo esencial sobre el conjunto de todas las actividades productivas. Así, la disponibilidad de la energía ha tenido un papel central en el proceso de desarrollo de la humanidad.

La producción y el consumo de energía tienen fuertes interacciones con el medio ambiente natural. El uso de los recursos fósiles conduce al progresivo agotamiento de las reservas correspondientes. Existen múltiples impactos negativos sobre suelo, agua y medio ambiente atmosférico que se derivan de la producción / transformación / utilización de la energía.

1.3.1 La termodinámica y el desarrollo sustentable

Los conceptos termodinámicos como entalpía y entropía posibilitan el análisis sobre el uso eficiente de la energía. Estos mismos conceptos a su vez pueden combinarse para definir el concepto de "exergía"¹.

En términos generales, la exergía proporciona entre sus argumentos el cálculo de la imperfección termodinámica de un proceso para la elaboración de un producto o para la generación de un servicio, en un sistema que delimite su alcance. Esta imperfección es ya conocida como irreversibilidad.

En los capítulos III y IV se desarrollan en forma detallada cada uno de estos conceptos, en especial la exergía para el caso de estudio propuesto.

Un aspecto muy importante del desarrollo sustentable es minimizar las irreversibilidades causada por la utilización exhaustiva de los recursos naturales no renovables.

Para determinar la perfección termodinámica no sólo se deben considerar los procesos que ocurren dentro de un sistema definido previamente para su estudio, sino también las diferentes corrientes entre los flujos de materia y energía fuera de las fronteras del sistema. Solamente entonces, el desempeño real del sistema y su impacto al ambiente se podrá evaluar.

Cornelissen [1997] considera, por ejemplo, que una de las más importantes causas de la irreversibilidad es el uso de combustible de alta calidad para producir calor de calidad media y la disipación de energía de baja calidad hacia el ambiente.

1.3.2 El análisis del ciclo de vida, el desarrollo sustentable y la disminución de la irreversibilidad.

La irreversibilidad durante el ciclo de vida completo permite evaluar el grado de perfección termodinámica de los procesos de producción, lo cual conduciría al análisis de las rutas de producción con mejor desempeño termodinámico y con menos daño al ambiente que conduzcan a la manufactura de bienes y/o servicios de la demanda final. *Rotstein, et. al., [1979]* y *Escobar [1991]*.

Aunque no es motivo de la presente tesis realizar un análisis de ciclo de vida, se exponen a continuación algunos conceptos básicos.

El análisis del ciclo de vida (ACV) es un concepto y una metodología para auditar y evaluar el desempeño ambiental de un producto, proceso o actividad

¹Función de estado termodinámica que proporciona una medida del trabajo disponible como resultado de su condición de no equilibrio respecto a condiciones termodinámicas. Véase Capítulo III.

a través de toda su existencia, desde la adquisición de materias primas hasta su disposición final.

Para ello el ACV de productos identifica y cuantifica las entradas y salidas de materiales y energía en todas las etapas de un ciclo de vida, posteriormente determina, cuantifica y evalúa los impactos ambientales generados durante cada etapa y sienta las bases para la búsqueda de mejoras.

Tomando como base el enfoque sobre el ciclo de vida en combinación con el análisis de exergía, *Cornelissen [1997]*, propuso el Análisis del Ciclo de Vida Exérgico (ACVE). El ACVE proporciona un mejor parámetro acerca del agotamiento de los recursos naturales gracias al concepto de irreversibilidad en el ciclo de vida de un producto o un proceso.

El mismo autor, presenta una extensión del ACVE a un método llamado cero-ACVE, que incluye el abatimiento de las emisiones al ambiente. Éste proporciona un mejor indicador del esfuerzo y las oportunidades que haya que realizar o aprovechar en términos del desarrollo de procesos necesarios para prevenir y/o anular las emisiones dañinas al ambiente.

1.3.3 Uso eficiente de energía y el análisis de exergía

En un análisis de energía, basado en la primera ley de la termodinámica, todas las formas de energía se consideran equivalentes. Las pérdidas de calidad de energía no son tomadas en cuenta. Por ejemplo, el cambio de la calidad de la energía térmica cuando es transferida de una temperatura mayor a una temperatura menor, no puede demostrarse en un análisis de primera ley.

En un balance de energía, utilizando la primera ley de la termodinámica, no se puede saber cómo se degrada la energía a lo largo de su utilización; por ello no es útil para conocer la calidad de la energía transferida. Tampoco es factible establecer que "se pierde energía" ya que al cerrar el balance se plantea la premisa de que la energía faltante se transfiere al ambiente.

Un análisis de exergía, basado en la primera y la segunda ley de la termodinámica muestra la imperfección termodinámica del proceso, incluyendo todas las pérdidas de calidad de energía.

Por lo anterior, para determinar y cuantificar las irreversibilidades se debe realizar un análisis de exergía.

El objetivo de un análisis exérgico es localizar e identificar las causas de la destrucción y/o la pérdida de exergía así como cuantificar su magnitud. Esto permite centrar la atención en aquellos aspectos de la operación del sistema analizado, los que ofrecen mayores oportunidades de mejora para el uso eficiente de la energía.

Además, todos los efectos ambientales asociados con emisiones su disminución pueden ser expresados en términos de un indicador, basado en principios físicos.

Todo lo anterior, es función directa de una mejor utilización de la energía así como de su ahorro para lograr sustentabilidad.

Escobar y García [2002], contribuyendo a la utilización del uso eficiente de la energía como variable de decisión, propusieron en un modelo de optimización multiobjetivo, un algoritmo de cálculo general para la evaluación y optimización y toma de decisiones de sistemas de procesos llamado "Sistema de soporte a la toma de decisiones para la recuperación del trabajo perdido en sistemas de procesos químicos". La Figura 1, muestra parte de la metodología propuesta por estos autores.

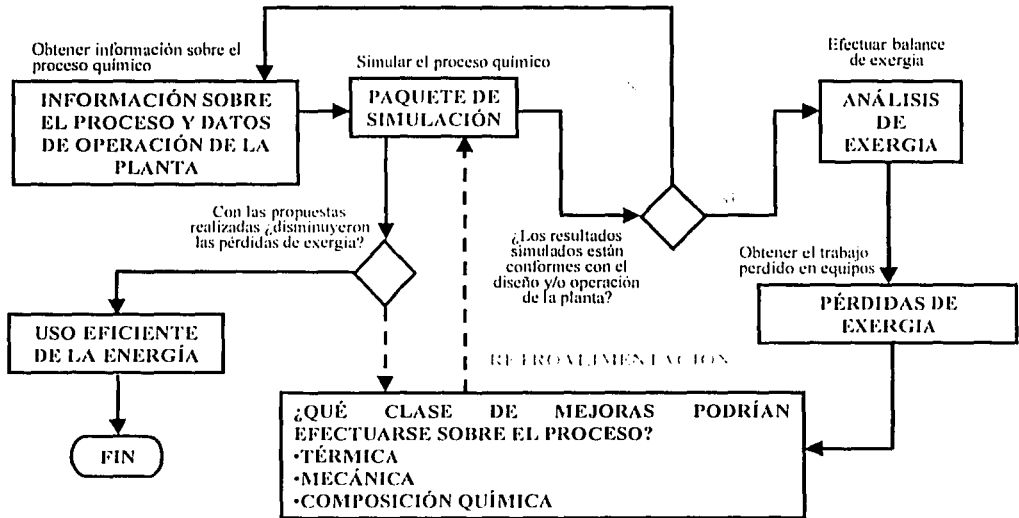


Figura 1. Sistema de soporte a la toma de decisiones para la recuperación del trabajo perdido en sistemas de procesos químicos.

Fuente: Escobar y García, [2002].

1.4 Situación actual de la cadena productiva gas natural - amoníaco - urea

Debido a que el estudio de caso trata sobre una planta de amoníaco en operación, y que el principal uso de este producto es su transformación para elaborar fertilizantes nitrogenados, en esta sección se propone:

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

- a) Enfatizar la capacidad instalada de amoníaco versus producción de éste y su sustitución al final de la cadena, por la importación de fertilizantes nitrogenados, principalmente urea.
- b) Comparar el nivel de fertilización para el incremento de la productividad agrícola entre México y otros países. La importancia estratégica de los fertilizantes es su contribución al concepto de sustentabilidad.

1.4.1 Gas natural

El gas natural se emplea en la petroquímica básica de PEMEX para producir principalmente metanol y amoníaco. Además, se utiliza como combustible en los sectores industriales (incluido el petroquímico), residencial y en centrales eléctricas.

Como combustible, el gas natural presenta características que le dan una mayor ventaja de preferencia con respecto a otros combustibles como el carbón y el combustóleo. Esto es, el gas natural como combustible no emite cenizas ni partículas sólidas a la atmósfera, genera una reducida emisión de óxidos de nitrógeno (NOx), de monóxido de carbono (CO), de dióxido de carbono (CO₂) y de hidrocarburos reactivos; además, prácticamente no genera dióxido de azufre (SO₂). (<http://www.energia.gob.mx/inversion/oportu/indice.htm>).

De acuerdo a *Munguía [2002]*, el crecimiento del gas natural en los últimos 8 años supera al del petróleo y el carbón y se coloca en tercer lugar como fuente primaria de energía a escala mundial; y se espera que para el 2005 quede al mismo nivel de consumo que el carbón y que para el 2010 lo supere. En cuanto a las reservas mundiales de gas natural, entre 1991 y 1999, crecieron 2.4% anual en promedio; así como casi durante el mismo periodo de tiempo, la producción mundial del gas natural se incrementó a una tasa promedio anual de 1.7%. México presenta una tasa de crecimiento anual de 3.2% para el mismo periodo.

Por lo que se refiere a la perspectiva de la demanda mundial, la Agencia Internacional de Energía estima que entre el año 1997 y 2010, el consumo mundial de gas crecerá 51%. En los países en vías de desarrollo se espera un crecimiento de 6.1% anual, en tanto que en los países industrializados, lo harán al 2.2%. *International Energy Outlook 2000, EIA/DOE*.

Con relación a la oferta mundial de gas natural al 2010, se espera que se incremente a razón del 2.8% anual. En Norteamérica, se estima que sólo se incremente al 1.4% anual, siendo que en el resto de los países de la Organización de Cooperación y de Desarrollo Económicos (OCDE) lo hará por arriba del 3.3%. *Prospectiva del mercado de gas natural, 2000-2009*.

Debido a que uno de los elementos del costo de manufactura del amoníaco es el gas natural, se revisa el precio de éste y las características de su precio en países importantes productores de amoníaco y, por ende, de fertilizantes.

Durante el año 2000, la fuerte expansión de la demanda, muy superior a la expectativa de crecimiento y el bajo nivel de inventarios provocaron un alto nivel de precios en el mercado spot de Estados Unidos. Ello desencadenó una aguda crisis en el precio del gas natural en el mercado Norteamericano.

No obstante la crisis de Estados Unidos, en México, aunque no se presentaron cambios drásticos en la demanda de este energético para este periodo, su precio fue afectado directamente por la situación americana. A principios del verano del 2000, se encontró que el precio del gas natural mexicano se incrementó de 1.92 USD/MMBTU (dólares por millón de BTU) en junio de 1999 hasta 3.85 USD/MMBTU en junio del 2000, como consecuencia del encadenamiento de precios del gas mexicano con el americano, llegándose en septiembre a 4.07 USD/MMBTU. *Cambridge Energy Research Associates [2001]*.

El cálculo del precio del gas natural, lo explica detalladamente *Munguía [2002]*; no obstante, la Tabla 7, muestra la evolución de precios anual del gas natural para el periodo 1990-2001. En esta estadística se ratifica el disparo que tuvo el precio de este insumo en el año 2000.

**Tabla 3. Precios nacionales del gas natural, 1990-2000
(dólares por millón de BTU).**

**Fuente: Anuario Estadístico, 2001, PEMEX
y tipo de cambio del Banco de México**

Año	México
1990	2.34
1991	2.19
1992	2.64
1993	2.45
1994	1.39
1995	1.97
1996	4.16
1997	2.78
1998	2.38
1999	2.27
2000	6.38
2001	2.44

Precios al 31 de diciembre de cada año

De acuerdo a las perspectivas de la demanda nacional del gas natural, realizada por varios organismos y dependencias (SENER, PEMEX, CFE, IMP, SHFI, entre otros), considerando un crecimiento promedio del PIB del 5.2%, para el periodo 1999-2009, la demanda de este insumo crecerá a razón del 10.1% anual; de esta forma, al finalizar el periodo, la demanda representará 2.6 veces más el consumo registrado en 1999.

Es importante mencionar que la expectativa de crecimiento en la demanda nacional de gas, se basa en la política energética de promover el uso de gas

natural tanto en los sectores industrial, eléctrico y doméstico por ventajas ambientales y económicas.

Para comparar el efecto del costo del gas natural (CH₄) utilizado como materia prima para producir amoníaco y, por ende, fertilizantes, se presenta la Tabla 4, en donde se puede observar que varios países ofrecen un costo de oportunidad² (para mediados del año 2000) de metano a los fabricantes de amoníaco menor a su costo como energético y menor que el que se utiliza en México.

Tabla 4. Precios del gas natural en diferentes zonas del mundo (año 2000)

Fuente: Ferrecon Ammonia Futures.

Zona	Precio del gas (USD/MMBTU)
Ex-URSS	0.6
USA	4.45
México	4.07
Asia	1.2
Canadá	0.6
Trinidad y Tobago	1.25
Venezuela	0.6
Sudamérica	0.6
Comunidad Europea	3.0
Otros países europeos	3.0
África del Norte	0.4
Medio Oriente	0.6

1.4.2 Amoníaco y urea

Debido a la situación que presenta el gas natural, la utilización de este insumo para usos diferentes al energético, como la fabricación de fertilizantes, no recibió un tratamiento especial para aumentar el valor agregado de estos productos. De este hecho y de la crisis creada por la pretensión de poner a la venta PEMEX-Petroquímica (PPQ), la producción de amoníaco disminuyó drásticamente.

Para demostrar el efecto de la falta de una política de precios hacia la petroquímica básica, cuyos insumos provienen principalmente del gas natural y sus licuables, para nuestro caso de estudio, es interesante mostrar la capacidad instalada, la producción, las ventas, las exportaciones y las importaciones de amoníaco durante el periodo 1993-2000. Ver Tabla 5.

² Costo de oportunidad: Es el valor del sacrificio al que un bien o un servicio hubiera podido ser asignado.

**Tabla 5. Capacidad instalada y producción de amoníaco
(Miles de Ton/año)**

Fuente: PEMEX Petroquímica, 2000.

	1993	1994	1995	1996	1997	1998	2000*
Cap. Total Inst.	2,512	2,812	2,512	2,512	2,512	2,512	2,512
Producción	2,137	2,468	2,422	2,500	2,131	1,820	714
Ventas internas	1,666	1,848	2,014	2,203	1,752	1,546	**
Exportaciones	390	558	304	218	321	198	207
Importaciones	0	33	0	38	10	0	147

*Hasta Septiembre del 2000. ** Dato no proporcionado.

Al comparar la capacidad total instalada de amoníaco contra su producción se puede constatar que ésta es 28% de la primera, indicando un bajo aprovechamiento de la capacidad instalada a favor de las importaciones.

En consecuencia, la producción de fertilizantes nitrogenados disminuyó, favoreciendo la importación de estos productos. La sección 1.5 estudia esta situación.

1.5 La industria de fertilizantes y su papel dentro del desarrollo sustentable nacional e internacional

El ritmo de crecimiento de la población no ha cambiado significativamente en términos mundiales, en los últimos años; pero en la actualidad, es evidente que deben conservarse las provisiones energéticas del mundo. Los precios del petróleo no afectan gravemente la producción de abonos amoniacales, ya que la fuente principal de energía es el metano. Y aunque los costos del gas natural tienden a subir con la tendencia de otros costos de energéticos, influyen directamente en costos secundarios tales como el envase, el transporte, etc.

Es indiscutible que, conforme aumenta la población, se incrementa la demanda de alimentos. Por tanto, deberá elevarse la producción de fertilizantes, así como la eficacia de los métodos de irrigación, el mejoramiento de semillas y la protección de las plantas.

En la actualidad, la producción de fertilizantes nitrogenados está estrechamente vinculada a la variación de los costos y la situación energética.

A nivel mundial, la Organización para la Alimentación y la Agricultura (FAO por sus siglas en inglés) considera que los fertilizantes de mayor importancia para los cultivos son urea, amoníaco, sulfato de amonio, fosfato diamónico, superfosfato triple y cloruro de potasio; por ello, esta organización dedica una sección de su boletín de información trimestral a las variaciones de precio, producción, oferta y demanda de estos fertilizantes. (<http://www.fao.org/gIEWS>).

En México, los cultivos consumen los tres elementos nutrientes principales, nitrógeno, fósforo y potasio. El nitrógeno (N) se consume aproximadamente en un 7.3%, el fósforo (P_2O_5) en un 22% y el potasio (K_2O) en un 5%.

Como resultado del tipo de suelo, de cultivos, de prácticas de fertilización y por políticas de precios, en México se usa mucho más nitrógeno y menos potasio que en el promedio de los países en vías de desarrollo.

Sin considerar a los fertilizantes complejos (en los cuales se encuentra la misma proporción de nutrientes en cada grano) y las fórmulas físicas (mezcla física de fertilizantes), los fertilizantes de mayor volumen consumido en México son nueve: cuatro nitrogenados, dos potásicos, dos fosforados y uno que contiene fósforo y nitrógeno.

Los cuatro fertilizantes nitrogenados, de mayor a menor volumen, son: sulfato de amonio, urea, amoníaco y nitrato de amonio, todos ellos derivados del amoníaco.

De las cifras reportadas para el aporte de nitrógeno de los fertilizantes nitrogenados consumidos en México se concluye que el uso creciente de urea ha sido el principal factor del incremento en el nitrógeno demandado por la agricultura nacional. En menor medida han contribuido el sulfato de amonio y el amoníaco de uso directo. *Gracia, et. al. La industria paraestatal en México. 1988.*

La importancia de la industria de fertilizantes radica en la fuerte repercusión que tienen los nutrientes contenido en los fertilizantes en la producción de la agricultura y, en menor grado, en el efecto de su actividad sobre otras ramas de la economía.

De acuerdo a una comunicación realizada por la Secretaría de Energía de México, la producción de fertilizantes de la iniciativa privada fue de 4.2 millones de toneladas por año.

Las principales empresas que fabricaban estos fertilizantes se presentan en la Tabla 6. (<http://www.energia.gob.mx/inversion/oportu/inversionpri.htm>).

Tabla 6. Principales empresas privadas mexicanas que fabrican fertilizantes.

Empresa	Fertilizantes producidos
Agronitrogenados, S.A. de C.V.	Urea, soluciones nitrogenadas y nitrato de amonio
Fertilizantes Químicos Mexicanos, S.A. de C.V.	Urea
Nitroamonía de México, S.A. de C.V.	Nitrato de amonio y solución de nitrato de amonio
Univex, S.A.	Sulfato de amonio
Agrogen, S.A. de C.V.	Sulfato de amonio
Grupo Ferninal	Fertilizantes foliares, nitrato de amonio (sólido y en solución)

Como una forma de demostrar la caída de la producción de fertilizantes y el cierre de las empresas productoras de éstos, se presenta a continuación la capacidad instalada, la producción, el valor de la producción y las importaciones de estos productos. Tablas 7, 8, 9 y 10.

Tabla 7. Capacidad instalada para la producción de fertilizantes nitrogenados, según producto 1995-2000

(Miles de Toneladas)

Fuente: SENER. Petroquímica, Anuario Estadístico (varios años).

Producto	1995	1996	1997	1998	1999	2000
Total	5 936.4	7 442.9	7 366.2	7 469.0	7 232.3	7 050.0
Fertilizantes complejos (NPK)	100-250	250-700	600-800	700-800	700-800	700-800
Fertilizantes foliares	600 -900	600 -900	600 -900	600 -700	600 -700	600 -700
Fosfato diamónico (**)	933.3	1 076.8	1 013.1	1 096.6	1 103.3	1 103.3
Nitrato de amonio (**)	647.0	722.9	697.2	617.2	683.4	683.4
Sulfato de amonio	1 879.5	1 861.5	1 820.0	2 184.8	2 345.0	2 345.0
Urea	1 667.7	2 446.6	2 437.1	2 176.1	1 748.6	1 666.1

(*) Incluye fosfato monoamónico.

(**) La mayor parte de la capacidad instalada de un fabricante se destina mayoritariamente a la producción de nitrato de amonio grado explosivo, por lo que dicha capacidad se adicionó a la subrama de explosivos, incluyéndose aquí, únicamente las cifras de producción del grado fertilizante.

Tabla 8. Volumen de la producción de fertilizantes nitrogenados según producto 1995-2000

(Miles de Toneladas)

Fuente: SENER. Petroquímica, Anuario Estadístico (varios años).

Producto	1995	1996	1997	1998	1999	2000
Total	4 200.5	4 634.5	3 718.6	3 133.8	2 670.2	1 696.6
Fertilizantes complejos (NPK)	100-200	100-200	100-200	50-80	30-60	30-60
Fertilizantes foliares	400 -700	250 -350	100 -200	100 -150	50 -100	5 - 10
Fosfato diamónico (**)	639.8	537.5	577.1	639.5	734.2	536.8

Producto	1995	1996	1997	1998	1999	2000
Nitrato de amonio (**)	258.2	447.1	396.0	306.9	234.3	26.8
Sulfato de amonio	1 219.9	1 510.5	1 355.9	1 137.7	1 190.7	1 096.7
Urea (***)	1 508.7	1 652.1	10 098.9	886.5	395.1	0.0

(*) Incluye fosfato monoamónico.

(**) La mayor parte de la capacidad instalada de un fabricante se destina mayoritariamente a la producción de nitrato de amonio grado explosivo, por lo que dicha capacidad se adicionó a la subrama de explosivos, incluyéndose aquí, únicamente las cifras de producción del grado fertilizante.

(***) Debido a los altos costos de producción, en el año 2000 se importó este producto.

Tabla 9. Valor de la producción de fertilizantes nitrogenados según producto 1995-2000

(Miles de pesos)

Fuente: SENER. Petroquímica, Anuario Estadístico (varios años).

Producto	1995	1996	1997	1998	1999	2000
Total	2 942	4 540	3 868	3 170	2 698	1 845
	363	385	672	182	762	890
Fertilizantes complejos (NPK)	111 804	226 369	201 489	88 527	59 854	53 390
Fertilizantes foliares	280 824	252 321	166 086	115 710	90 679	32 299
Fosfato diamónico (*)	719 053	867 982	834 554	1 071 289	1 293 373	936 017
Nitrato de amonio	163 443	434 456	403 531	278 736	173 946	24 562
Sulfato de amonio	553 055	911 379	875 292	721 859	734 231	799 622
Urea (**)	1 114 184	1 847 878	1 387 720	894 061	346 679	0

(*) Incluye fosfato monoamónico.

(**) Debido a los altos costos de producción, en el año 2000 se importó este producto.

Tabla 10. Volumen de las importaciones de fertilizantes nitrogenados según productos seleccionados 1995-2000

(Miles de Toneladas)

Fuente: SENER. Petroquímica, Anuario Estadístico (varios años).

Producto	1995	1996	1997	1998	1999	2000
Total	238.2	689.6	990.6	1 593.9	1 815.1	2 698.8
Fertilizantes complejos	51.2	63.2	89.4	192.7	99.9	273.4

Producto	1995	1996	1997	1998	1999	2000
(NPK)						
Fertilizantes especiales (foliares)	3.5	22.4	14.8	14.6	20.2	24.5
Fosfatos	97.9	288.3	344.6	354.9	392.1	386.1
Diamónico	34.8	135.0	209.3	223.8	257.5	299.7
Mono y triamónico	63.1	153.3	135.3	131.1	134.6	86.4
Nitrato de amonio	2.1	19.4	23.1	22.8	5.4	57.5
Sulfato de amonio	18.2	3.1	66.5	150.0	16.5	16.9
Urea	9.4	221.4	367.4	745.4	1 151.1	1 239.5
Otros fertilizantes especiales	55.9	71.8	84.8	113.5	129.9	314.9

Como puede observarse, existe una capacidad instalada considerable de fertilizantes. No obstante, también se observa una fuerte disminución de la producción que pasó de 4.2 millones de toneladas por año en 1995 a 1.7 millones de toneladas por año en 2000, con una producción casi nula en el presente año. Lo mismo se observa en términos del valor de la producción.

Es obvio que la falta de producción refleja un incremento importante de las importaciones. En efecto, en 1995 se importaban 238 mil toneladas por año de fertilizantes nitrogenados aumentando en solo 5 años (2000) a casi 2.7 millones de toneladas al año.

Por último, en la Tabla 11 se presenta una comparación de la producción mundial de fertilizantes con múltiples nutrientes en varios países. Puede notarse que nuestro país ocupa un lugar muy lejano respecto a otros que consideran a los fertilizantes como un instrumento estratégico para incrementar su productividad agrícola, y así contribuir al concepto de sustentabilidad.

Tabla 11. Volumen de la producción mundial de fertilizantes con múltiples nutrientes según países seleccionados (Contenido de nitrógeno) 1995-1998

(Miles de toneladas)

Fuente: ONU. Industrial Commodity Statistics Yearbook, 1998.

País	1995	1996	1997	1998
Total	15,819	17,065	16,893	16,263
Ucrania	3 942	4 432	4 423	3 695
Belarús	893	1 006	888	926
Turquía	904	914	935	913
Federación Rusa	ND	ND	802	746

País	1995	1996	1997	1998
Reino Unido	256	433	508	510
China	246	272	339	314
Japón	312	291	281	255
Finlandia	231	208	212	230
Marruecos	209	212	179	206
Corea, Rep. de	427	411	223	188
Túnez	152	169	139	167
Polonia	150	158	169	167
España	142	153	153	155
México	30	30	25	25
Estados Unidos	2,770	3,050	3,180	3,200
Otros países	5,155	5,326	4,437	4,566

Nota: Contenido de nitrógeno de fertilizantes multinutrientes (mezclas físicas y combinaciones químicas), conteniendo dos o tres minerales diferentes o sustancias químicas fertilizables (nitrógeno, fósforo o potasio).

Así, por ejemplo, para 1998, países altamente productores de trigo o países con un territorio mucho menor que el nuestro consumen una cantidad de nitrógeno muy superior a la de México. Nótese que España consume 6 veces más nitrógeno que México y Marruecos consume 8 veces más el mismo nutriente, por solo citar dos ejemplos.

Lo anterior muestra de manera breve pero contundente, la importancia que deben tener para nuestro país los fertilizantes, en especial los nitrogenados para incrementar la productividad agrícola y contribuir a un desarrollo sustentable.

Referencias

Brundtland, G.H. et al., 1987, Our common future, World Commission on Environment and Development (WCED).

Cambridge Energy Research Associates. September 2001. Boletín.

Cornelissen, Reinerus Louwrentius, 1997, "Thermodynamics and sustainable development. The use of exergy analysis and the reduction of irreversibility", Netherlands.

Escobar Toledo, C., García Aranda, C. 2002, 12th MiniEURO DSS Conference. "Integral Exergy Analysis in an Ammonia Plant Using Multiobjective Programming". Bruselas, Bélgica.

Escobar, Carlos, 1991, "Rutas tecnológicas de uso eficiente de energía para la Industria Petroquímica Mexicana". Dynamis. Boletín de Energía de la UNAM. Programa Universitario de Energía. Mayo-Agosto 1991. México, D.F.

FAO, 1989, "Sustainable Development and Natural Resource Management", Rome: FAO Report C89/2-Sup.2.

Gracia J, Calva J. L., Escobar, S, Gaspar R., Montañó, E., Coronado, L., López, A, Gómez, L, Cruz, D. La industria paraestatal en México. "Estado y Fertilizantes (1760-1985)", Fondo de Cultura Económica, S.A. de C.V., 1988, México. Parte VI, 532-539.

International Energy Outlook 2000, EIA/DOE.

La Industria Química en México, Edición 2001, INEGI, México, 2002.

Lefebvre, L, Mason, R, Khalil, T, "Management of Technology, Sustainable Development and Eco-Efficiency", Elsevier, 1998, Netherlands. pp. 249-268.

Memoria de Labores 2000. Petróleos Mexicanos, México.

Munguía Trujillo, Alberto L. "Modelo de optimización de las operaciones de PEMEX Gas y Petroquímica Básica". Tesis de Maestría en Ingeniería Química (Procesos). Facultad de Química, UNAM. Diciembre, 2002.

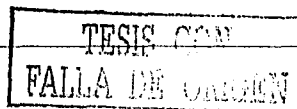
OLADE / CEPAL / y la Agencia de Cooperación Técnica de la República Federal de Alemania (GTZ), 2000, "Energía y Desarrollo sustentable en América Latina y el Caribe: Guía para la formulación de Políticas Energéticas", Quito, Ecuador.

"Prospectiva del mercado de gas natural, 2000-2009", disponible en www.sener.gob.mx.

Rotstein, E., Stephanopoulos, G., 1979, "Thermodynamic availability and entropy creation in the selection of chemical process technologies", Lat. am. j. chem.. eng. appl. chem., Vol. 9, 89-100

United Nations, 1992, "Agenda 21 Rio Declaration Forest Principles", New York.

United Nations, 1997, "Kyoto Protocol", New York.



Capítulo II.

Estado del Arte del Análisis de Exergia.

Análisis de exergía: "Técnica para evaluar el funcionamiento de procesos, sistemas y equipos industriales basado en la aplicación simultánea de las dos leyes fundamentales de la termodinámica".
Rivero [1994].

Exergía: "Máximo trabajo útil obtenido de un portador de energía bajo las condiciones impuestas por un ambiente dado".
Tsatsaronis [1993].

Como se ha escrito en otras publicaciones, los orígenes de la exergía se encuentran en las primeras definiciones de la segunda ley de la termodinámica desarrolladas por Carnot (1824) y Clausius (1854).

La "disponibilidad" de un sistema para convertir el calor en trabajo fue establecida a partir de los trabajos sobre la potencia motriz del calor realizados por Carnot.

Posteriormente, las primeras contribuciones al concepto de exergía fueron hechas por Clausius (1865), P.G. Tait (1868), W. Thomson (Lord Kelvin) y principalmente por J. W. Gibbs (1873) y J. C. Maxwell (1875). Estos trabajos encontraron continuación con G. Gouy (1889), A. Stodola (1898).

El desarrollo del concepto de exergía posterior a este periodo fue lento, hasta que en los 1930's el interés en la aplicación práctica de los conceptos relacionados con la disponibilidad de la energía fue estimulado por el crecimiento industrial y el desarrollo de nuevas tecnologías.

Las publicaciones de Bosnjakovic (1838-39) en Europa marcó una nueva era en el desarrollo del Análisis de la Segunda Ley. En ellos se realizaron importantes contribuciones a la formulación de un nuevo criterio de operación y técnicas de evaluación de la perfección termodinámica de los procesos. Paralelamente, en los Estados Unidos, Keenan trabajaba sobre hipótesis análogas a las de Bosnjakovic.

Este progreso fue interrumpido por la Segunda Guerra Mundial, pero en 1950 se revivió con mayor vigor.

En los años 1950's y 1960's las contribuciones al concepto de exergía fueron realizadas por diversos investigadores, cuyas referencias se han recopilado en *Tsatsaronis [1993]*. Durante este periodo se introdujeron el balance de exergía y su representación gráfica, el cálculo de exergía de combustible y la definición de los estados de referencia para calcular la exergía química. Además, se

presentaron varias definiciones de eficiencias exergéticas y la primera aplicación de un análisis de exergía a plantas y procesos industriales. Al mismo tiempo, el método de análisis de exergía se incluyó dentro de los textos de termodinámica.

Z. Rant [1956] acuñó el término de exergía, el cual ha ganado aceptación general, remplazando a los diferentes términos utilizados hasta ese momento, en diferentes lenguajes, para esta propiedad.

La idea de utilizar la exergía para propósitos de costos fue iniciada por Keenan [1932]. Él indicó que el valor económico del vapor y la electricidad descansa en la exergía y no en la energía.

En el Instituto Tecnológico de Massachussets en 1934, M. Benedict presentó el costeo de la destrucción de exergía en una planta de separación de aire y la utilización de estos costos para el diseño óptimo.

El desarrollo moderno de la termoeconomía fue iniciada por M. Tribus y R. B. Evans [1962, 1966] en la Universidad de California, Los Angeles, y por E. F. Obert y R. A. Gaggioli [1961, 1963] en la Universidad de Wisconsin, Madison.

La publicación de Y. M. El-Sayed y R. B. Evans [1970] marca la introducción del método de cálculo riguroso de optimización en termoeconomía.

En cuanto a los modelos para definir el estado de referencia para los cálculos de la exergía química en el estado de referencia, fueron sugeridos por Ahrendts [1977, 1980], H.D. Baehr and E. F. Schmidt [1963], F. Bosnjakovic [1963], R.A. Gaggioli y P.J. Petit [1977], L. Rodríguez [1980], J. Szargut [1988] y J. H. Shieh y L.T. Fan [1982].

En los últimos años el número de aplicaciones anuales del análisis exergético se ha incrementado exponencialmente.

Tsatsaronis [1993] presenta las publicaciones más importantes en el área de termoeconomía realizadas durante el periodo de 1970 a 1986. Además menciona que la mayoría de los trabajos publicados en el periodo de 1987 a 1993 se encuentran incluidos en los volúmenes de conferencia publicados principalmente por la American Society of Mechanical Engineers (ASME) y en dos ASME Journals, el Journal of Engineering for Gas Turbines and Power y el Journal of Energy Resources Technology.

Otra revisión bibliográfica importante de las publicaciones sobre los trabajos desarrollados con el método de exergía durante el periodo de 1985 a 1994, la ha realizado Cornelissen [1997], quién recopiló una base de datos de 825 publicaciones en el campo del análisis de exergía.

Por otra parte, en el **apéndice A**, se presenta una lista de artículos publicados durante el periodo 1995-2002, con la finalidad de que el lector novato e

interesado en este tema pueda darse una idea de la bastedad con que actualmente se utiliza el concepto de exergía dentro de los diferentes campos del conocimiento Cabe aclarar que la lista de publicaciones se realizó sin pretender ser exhaustiva, ya que este objetivo se encuentra fuera del alcance de esta tesis. Además, durante el desarrollo de la presente se han citado publicaciones que no integran el listado del apéndice A.

Por ejemplo, el concepto de exergía se utiliza para evaluar la utilización de energías alternas, como la solar, el ciclo de vida y el desarrollo sustentable, para modelos en biotecnología. Existen trabajos en los cuales se utiliza la exergía como la meta de una función objetivo, para evaluar desde cadenas de tecnología hasta ecosistemas dinámicos. Además, la exergía también es utilizada para diseñar y evaluar tanto equipos como plantas o sistemas de proceso, entre otras muchas aplicaciones.

Además, se han creado conceptos derivados de la exergía como exergoeconomía y exergoecología para evaluar, optimizar ó diseñar algún sistema.

Referencias

- Ahrendts, J., 1977, "Die Exergie chemisch Reaktionsfähiger Systeme", VDI-Forschungsheft 579, VDI, Dusseldorf.
- Ahrendts, J., 1980, *Energy*, 5, 667.
- Baehr, H. D., Schmidt, E. F., 1963, *Brennstoff-Wärme-Kraft*, 15, 375.
- Bosnjakovic, F., 1963, *Forsch. Ing.-Wes.*, 29, 151.
- Cornelissen, Reinerus Louwrentius, 1997, "Thermodynamics and sustainable development. The use of exergy analysis and the reduction of irreversibility", Netherlands.
- El-Sayed, Y. M., Evans, R. B., 1970, "ASME J", *Eng. Power*, 92, 27.
- El-Sayed, Yehia M., 2002, "Application of exergy to design". *Energy conservation and Management*. Vol. 43, pp. 1165-1185.
- Evans, R. B., Grelling, G. L., Tribus, M., 1966, "Principles of Desalination", K. S. Spiegler, (Ed.). Academic Press, New York, 21.
- Evans, R. B., Tribus, M., 1962, "A contribution to the theory of thermoeconomics", UCLA. Dept. of Eng., Report No. 62-63, Los Angeles.
- G. Tsatsaronis, 1993, "Thermoeconomic Analysis and Optimization of Energy Systems". *Progress in Energy and Combustion Science* 19, pp. 227-257.
- Gaggioli, R. A., 1961, "Thermodynamics and the non-equilibrium system", Ph. D. Dissertation, University of Wisconsin, Madison.
- Gaggioli, R. A., Petit, P. J., 1977, *Chemtech*, 7, 496.

Graveland, A.J.G.G. and Gisolf E., 1998, "Exergy analysis: An efficient tool for process optimization and understanding". Computers chemical engineering. Vol. 22, pp. S545-S552.

Graveland, A.J.G.G., Gisolf, E., 1998, "Exergy analysis: An efficient tool for process optimization and understanding. Demonstrated on the vinyl-chloride plant of Akzo Nobel". Computers chemical engineering. Vol. 22, pp. S545-S552.

Jørgensen, S.E., Bendoricchio, G. (1997). "Exergy as goal function of ecosystems dynamic". Ecological Modelling, Vol. 102, pp. 5-15.

Keenan, J. H., 1932, Trans. ASME, 54, 195.

Obert, E. F., Gaggioli, R. A., 1963, "Thermodynamics", McGraw-Hill, New York.

Rant, Z., 1956, Forsh-Ing.-Wes. 22,36.

Rivero, R., 1994, "El análisis de exergía". Revista del IMIQ. Año XXXV, Vol. 11, pp. 14-27

Rodríguez, L. S., 1980, "Thermodynamics: second law analysis", ACS Symposium Series, 122, 39.

Shieh, J. H., Fan, L. T., 1982, Energy Sources, 6, 1.

Szargut, J., Morris, D. R., Steward, F. R., 1988, "Exergy Analysis of Thermal", Chemical and Metallurgical Processes, Hemisphere, New York.

Tsatsaronis, George, 1994, "Exergoeconomic evaluation and optimization of energy systems. Application to the CGAM problem", Energy, Vol. 19, No. 3, pp. 287-321.

Zhang, Guoxi; Hua, Ben; Chen, Qinglin, 2000, "Exergoeconomic methodology for analysis and optimization of process systems". Computers and Chemical Engineering, Vol. 24, pp. 613-618.

Capítulo III.

Análisis de exergia. Conceptos básicos y aplicación.

Durante muchos años el análisis de exergía permaneció como una especialidad europea, mientras que era prácticamente ignorado en Estados Unidos y en el resto del mundo, hasta que a raíz de la crisis energética de los 80's surgieron en Estados Unidos un número considerable de grupos de investigación, lo que originó su difusión no sólo en Norteamérica sino a nivel mundial. *Rivero, [1994]*.

La aportación fundamental del análisis exérgico es su capacidad para considerar la calidad de la energía y no sólo la cantidad del sistema que se está analizando. Es conveniente subrayar que las diferentes formas en que se manifiesta la energía encuentran correspondencia en las diferentes utilidades o valores para efectuar funciones determinadas; es decir, la calidad de la energía utilizada debe corresponder con la función que se pretende efectuar.

Actualmente, la aplicación del concepto de exergía en la evaluación y optimización integral (calidad energética, economía y ecología) de sistemas industriales, se pone de manifiesto en el desarrollo de diferentes metodologías, en las cuales, se crean nuevas definiciones derivadas de esta propiedad, con el objeto de precisar la interpretación de los conceptos o definiciones propuestas anteriormente. Es el caso, de las eficiencias calculadas en función de la exergía.

En algunos trabajos publicados, *Sorin y Brodyansky [1992]*, *Cornelissen [1997]*, *Sorin y Paris [1999]*, se introducen conceptos creados a partir de distinguir que la exergía que entra al sistema no es igual a la exergía que sale de éste, debido a que una parte de esta propiedad a la entrada, se queda dentro del sistema ya sea como exergía que se transforma para operar un cambio, o como exergía que se pierde en consecuencia de la irreversibilidad del mismo proceso. Dichos trabajos, distinguen a la exergía que entra al sistema como exergía primaria, de la cual una parte es consumida (transformada), de la exergía que sólo se encuentra en tránsito, es decir, pasa de una unidad a otra sin sufrir transformación, y las utilizan para generar coeficientes para calcular la eficiencia total del sistema. Además, también presentan el concepto de exergía deseada producida.

El primero y último de los trabajos mencionados en el párrafo anterior, estudian un sistema propuesto para la síntesis de amoníaco y para la reformación de gas natural, respectivamente. Sin embargo, estos trabajos concluyen con modificaciones al sistema tanto para incrementar la producción o solo para mejorar su operación.

Otro de los enfoques interesantes encontrados en la bibliografía, para la aplicación del concepto de exergía, es el presentado por *Rotstein y Stephanopoulos [1979]* quienes postulan que el desarrollo energético de un sistema real se puede evaluar por la creación de entropía para seleccionar el

conjunto de tecnologías que cumplan adecuadamente con los requerimientos solicitados por las personas con poder de decisión.

Esta evaluación la logran a través de un modelo de programación lineal, estableciendo como objetivos la maximización del cambio de exergía o la minimización de la generación de entropía inherente al sistema.

Por otro lado, con respecto al trabajo que nos ocupa, se va a utilizar el método de análisis de exergía propuesto por *Rivero [1994]*.

A continuación se mencionan las definiciones básicas que se requieren saber previamente antes de conceptualizar el análisis de exergía.

3.1 Primera y Segunda Ley de la Termodinámica

Sin afán de transgredir los objetivos de este trabajo, enunciaremos la primera y la segunda ley de la termodinámica, considerando que son preámbulos para la concepción de la exergía y del análisis de exergía.

La primera ley de la termodinámica establece que "La energía no se crea ni se destruye, sólo se transforma".

La segunda ley adicionalmente enuncia que " El trabajo es un tipo de energía el cual puede ser completamente transformado a calor, pero no es posible un proceso en el cual pueda convertir el calor producido completamente a trabajo de forma que el estado original sea recuperado."

La segunda ley ilustra que aunque la energía no se pierda, la calidad de la energía siempre decrece durante un proceso.

3.2 Ambiente

El término ambiente se utiliza para referirse a todo aquello no incluido en el sistema.

Este término se aplica a alguna porción del ambiente en la cual las propiedades intensivas de cada una de sus fases son uniformes y no cambian significativamente como resultado de cualquier proceso que se considere. El ambiente se define como libre de irreversibilidades. El ambiente puede definirse, para casos de análisis, como un sistema simple compresible que es de dimensiones enormes y que se mantiene siempre a presión, P_0 , y temperatura, T_0 , uniformes. Se puede comprender como el sistema ó estado de referencia.

Todas las irreversibilidades significativas estarán localizadas en el interior del sistema o en su ambiente inmediato.

Las reversibilidades internas son aquellas que se producen dentro del sistema. Las irreversibilidades externas se producen en su ambiente inmediato.

En el presente trabajo el sistema de referencia a utilizar, al igual que lo establece Szargut *et. al.* [1988], es 298.15K y 1 atm.

3.3 Estado muerto

Si el estado de una cantidad fija de materia, un sistema cerrado, es diferente al del ambiente, existirá la posibilidad de producir trabajo. Sin embargo, según vaya el sistema evolucionando hacia el equilibrio con el ambiente, dicha posibilidad disminuirá, desapareciendo por completo cuando se alcance el equilibrio. A este estado particular del sistema se le denomina estado muerto.

En el estado muerto, aún cuando el sistema cerrado en equilibrio (térmico y mecánico) con el ambiente posee energía, el valor de su exergía es cero, ya que no existe la posibilidad de que se produzca un cambio espontáneo en el sistema cerrado o en el ambiente, y por lo tanto no puede existir interacción entre ellos.

3.4 Exergía

La exergía es una función de estado termodinámica que proporciona una medida del trabajo que puede ser extraído de un fluido o sistema como resultado de su condición de no equilibrio relativo a alguna condición de referencia.

La exergía es una forma de expresar la calidad de la energía en todas sus formas. Sin embargo, la exergía se destruye a causa de la naturaleza irreversible del proceso, además de que puede transferirse a o desde un sistema, por ejemplo, como las pérdidas que acompañan a la transferencia de calor al entorno. Es decir, la exergía no se conserva. Una pérdida de exergía en un proceso significa un decremento en la eficiencia de la energía.

Además, la exergía representa también el alejamiento de un sistema, de una corriente de energía o materia con respecto al ambiente, en consecuencia, es una medida de los efectos que podrían producirse si el sistema, la corriente de energía o materia son arrojados al ambiente.

La exergía, de la misma forma que la energía, tiene dos formas fundamentales de manifestarse, la primera asociada a una transferencia de energía que no está acompañada por un flujo de materia, y la segunda asociada al contenido de exergía de la materia, que es transportado por la masa. En el primer caso la exergía es una función de transferencia (resultante de una energía en tránsito) y las maneras principales para efectuar dicha transferencia son las asociadas al trabajo (Ex_w) y al calor (Ex_h). En el segundo caso, la exergía es una propiedad de la materia Ex_m . La Figura 2, muestra las diferentes formas de exergía.

Función de transferencia		Forma de la energía asociada
• Exergía del trabajo	$Ex_w = W$	ordenada
• Exergía del calor	$Ex_h = Q (1 - T_0/T)$	desordenada
Función de estado		
• Exergía de la materia	$Ex_m = Ex_i + Ex_s$	
— Exergía inercial	$Ex_i = Ex_g + Ex_v$	ordenada
— Exergía potencial	$Ex_g = g(z - z_0)$	
— Exergía cinética	$Ex_v = \frac{1}{2} (v - v_0)$	
— Exergía sustancial	$Ex_s = Ex_f + Ex_q$	desordenada
— Exergía física	$Ex_f = \{(H - H_0) + T_0(S - S_0)\} \text{ a } x \text{ cte.}$	
— Exergía química	$Ex_q = \{(H - H_0) + T_0(S - S_0)\} \text{ a } T, P \text{ cte.}$	

Figura 2. Diferentes formas de exergía
Fuente: Rivero, [1994].

3.5 Exergía del trabajo, del calor y la materia

La exergía del trabajo (Ex_w) es citada por *Cornelissen [1997]* como la transferencia de exergía con interacciones de trabajo, asociada con la velocidad de transferencia de trabajo o potencia mecánica.

La exergía del trabajo es igual al potencial de trabajo máximo con que se define el concepto de exergía.

La exergía del calor (Ex_h), es citada por *Cornelissen [1997]* como la velocidad de transferencia de esta propiedad, aunada a la velocidad de transferencia de calor.

La exergía del calor es igual a la cantidad máxima de trabajo que puede obtenerse a partir de una cantidad dada de calor Q mediante una máquina reversible operando entre una fuente de calor a una temperatura T constante y un depósito de calor a una temperatura T_0 constante, matemáticamente puede expresarse como:

$$Ex_h = Q\theta = Q\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \quad (1)$$

donde, el término θ se conoce como temperatura de Carnot.

Esta forma de exergía es útil para analizar la variación en el contenido de calor de la materia. Es decir, si una cantidad de materia es calentada con objeto de

aumentar su temperatura, la variación de exergía asociada con esta operación es:

$$\Delta Ex_h = \int dEx_h = \int \theta dQ \quad (2)$$

integrando, se obtiene:

$$\Delta Ex_h = Q\theta_{ml} \quad (3)$$

siendo θ_{ml} , la temperatura de Carnot media logarítmica, igual a:

$$\theta_{ml} = 1 - \frac{T_0}{T_{ml}} \quad (4)$$

donde T_{ml} se conoce como la temperatura media logarítmica a la cual se lleva a cabo la transferencia de calor, y es igual a:

$$T_{ml} = \frac{\Delta H}{\Delta S} \quad (5)$$

La exergía del calor ó la cantidad de trabajo obtenible desde una corriente de calor hacia T_0 es siempre positiva.

Para un intercambiador de calor, la diferencia entre la exergía cedida por la corriente caliente y la exergía recibida por la corriente fría representa las pérdidas irreversibles de exergía ocurridas durante la transferencia de calor.

La exergía de la materia (Ex_m) tiene dos contribuciones. La primera es la llamada exergía inercial (Ex_i) que es asociada con la cantidad de materia (independiente de su tipo), y se compone por la exergía cinética (Ex_v), resultante de la velocidad, y de la exergía potencial (Ex_p) resultante de la posición de la materia con respecto a la fuerza de gravedad de la tierra.

La segunda contribución es la exergía sustancial (Ex_s) y depende del tipo de materia (de su composición y condiciones de presión y temperatura). Esta exergía puede dividirse en dos componentes, la exergía física (Ex_f) debida al alejamiento en temperatura y presión con respecto a la referencia y la exergía química (Ex_q), debida al alejamiento en composición con respecto a la referencia.

A su vez, la exergía física se puede dividir en exergía térmica (Ex_t), debida a la temperatura, y en exergía mecánica (Ex_p), debida a la presión. De igual manera, la exergía química se compone de dos partes, la exergía reaccional (Ex_r), que resulta de las reacciones química necesarias para producir, a partir de la composición de la sustancia, sustancias que existen como componentes estables en el estado muerto, tales como los componentes de la atmósfera, del océano y de la corteza terrestre; y la exergía de concentración (Ex_c) que resulta de los procesos necesarios para igualar la concentración de

componentes obtenidos en el estado muerto con su concentración real de dicho estado.

Por lo anterior, la exergía de la materia es resultado de la suma de todas las contribuciones anteriores.

En la Figura 3 se presenta una representación tridimensional de la exergía sustancial.

Las unidades de la exergía son las mismas que para la energía.

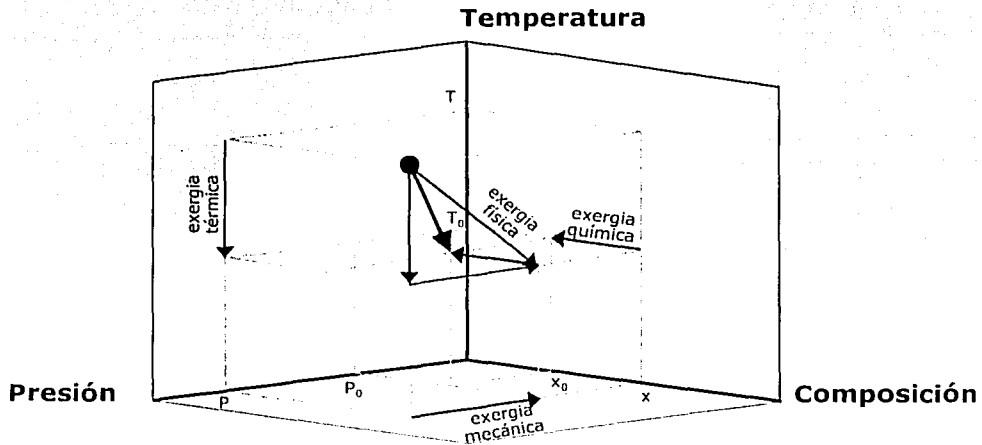


Figura 3. Exergía sustancial
Fuente: Rivero [1994].

La exergía física (Ex_f) es el trabajo obtenido tomando la sustancia a través de un proceso reversible desde su temperatura y presión inicial T y P , al estado determinado por la temperatura T_0 y la presión P_0 del ambiente. Esta puede ser calculada como:

$$Ex_f = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (6)$$

donde H es la entalpia y S es la entropía.

La exergía química (Ex_q) es la cantidad máxima de trabajo obtenible cuando la sustancia bajo consideración es traída desde el estado de referencia, definido por los parámetros T_0 y P_0 , al estado de referencia del proceso involucrando intercambio y transferencia de calor de las sustancias sólo con el ambiente.

La exergía química para mezclas puede ser calculada como sigue:

$$Ex_q = \sum_i x_i Ex_i^\circ + RT_0 \sum_i x_i \ln \gamma_i x_i \quad (7)$$

donde x_i es la fracción mol del componente "i", Ex_i° es la exergía química de componente a condiciones estándar, R es la constante del gas ideal, y γ_i es el coeficiente de actividad. Para soluciones ideales el coeficiente de actividad es igual a uno.

Para muchos combustibles la estructura química es desconocida. Para superar este problema, la exergía química para estos combustibles puede ser estimada con base a su poder calorífico inferior (PCI). La relación entre el PCI y la exergía química es:

$$Ex_q = \Phi PCI \quad (8)$$

donde Φ representa un coeficiente de corrección que puede ser calculado con fórmulas con base en la composición atómica. Para diferentes combustibles, el valor de Φ se encuentra entre 1.04 y 1.08.

3.6 Conceptos que integran un análisis de exergía

Un análisis de exergía implica conocer y aplicar los siguientes conceptos:

3.6.1 Método de bloques

Por este método el sistema es asimilado a un bloque o caja negra que puede tener interacción con sus alrededores únicamente de tres tipos; transferencia de trabajo, transferencia de calor y transferencia de masa. En la Figura 4, se muestra un bloque.

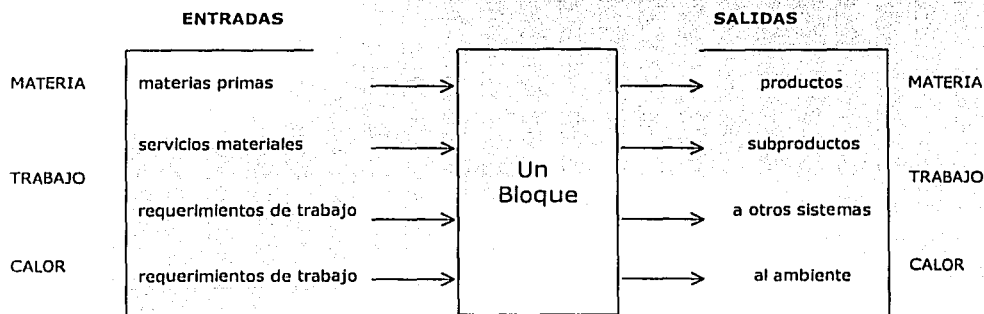


Figura 4. Método de bloques
Fuente: Rivero [1994].

Las transferencias de masa se realizan mediante la entrada de materias primas y servicios auxiliares (vapor, agua de enfriamiento, aire, químicos, catalizadores, etc.) y mediante la salida de productos, subproductos y efluentes materiales.

Las transferencias de calor y trabajo están representadas por los requerimientos energéticos (electricidad, trabajo mecánico, etc.) y por las producciones de energía y los efluentes energéticos.

Este método no implica ninguna restricción en cuanto al tamaño del bloque. Es decir, un proceso industrial, un conjunto de equipos, un equipo ó una parte de un equipo puede ser considerado como un bloque.

3.6.2 Pérdidas de exergía

Las pérdidas de exergía de un sistema pueden dividirse en dos; por un lado, aquellas que resultan de la irreversibilidad de los procesos que se efectúan al interior del sistema y por el otro las que resultan de una descarga de exergía al medio ambiente.

3.6.3 Pérdidas irreversibles

Las pérdidas de exergía de un sistema pueden dividirse en dos, aquellas que resultan de la irreversibilidad de los procesos que se efectúan al interior del sistema y aquellas que se generan por la exergía no utilizada dentro del bloque y que sale de éste al ambiente.

A partir del balance de exergía, la diferencia entre la exergía total que entra al sistema (Ex_{te}) y la exergía total que sale (Ex_{ts}), se conoce como pérdidas irreversibles de exergía (irreversibilidad, Irr), estas se pueden calcular con la siguiente ecuación:

$$Irr = Ex_{te} - Ex_{ts} \quad (9)$$

donde, la Ex_{te} es igual a la suma de todas las corrientes que entran al sistema,

$$Ex_{te} = \sum_i Ex_i \quad (10)$$

y la Ex_{ts} es igual a la suma de todas las corrientes que salen del sistema,

$$Ex_{ts} = \sum_j Ex_j \quad (11)$$

Los subíndices i y j representan cada una de las corrientes de entrada y salida respectivamente.

Otra forma para calcular la irreversibilidad es aplicar la fórmula de Gouy-Stodola, en la cual el incremento de entropía es multiplicado por la temperatura del ambiente.

$$Irr = T_0 \left(\sum_{in} S_i - \sum_{out} S_i \right) = T_0 \Delta S \quad (12)$$

Definiendo a la exergía que aportan las unidades donantes de esta propiedad como la exergía neta total suministrada (Ex_{nts}) y a la exergía que aceptan las unidades receptoras como exergía neta total producida (Ex_{ntp}), entonces las pérdidas irreversibles de las ecuaciones (9) y (12) también pueden calcularse como:

$$Irr = Ex_{ns} - Ex_{np} \quad (13)$$

Entendiéndose como exergía neta total suministrada a la disminución de exergía que sufren las corrientes de exergía donantes, y la exergía neta total producida es el incremento de exergía que sufren las corrientes de exergía receptoras.

3.6.4 Pérdidas de exergía de efluentes

Las pérdidas de exergía que salen del bloque al ambiente, se conocen como pérdidas efluentes de exergía (Efl), y corresponden a la suma de todas las corrientes de exergía no utilizada que salen al ambiente.

$$Efl = \sum_k Ex_k \quad (14)$$

siendo k , la k -th corriente de exergía no utilizada.

Las pérdidas irreversibles de exergía dependen básicamente de la temperatura ambiente que rodea al bloque; no dependen del estado de referencia (estado muerto) ya que se ha considerado dentro del balance de éste. No siendo así con las pérdidas efluentes de exergía, que sí dependen del modelo seleccionado para el estado de referencia (estado muerto).

3.6.5 Pérdidas totales de exergía

Por lo anterior, las pérdidas totales de exergía (Pex) del bloque corresponden a la sumatoria de las pérdidas debidas a la irreversibilidad mas las perdidas ocasionadas por la exergía no utilizada que sale al ambiente.

$$Pex = Irr + Efl \quad (15)$$

Si las pérdidas efluentes de exergía, ecuación (14), se restan de la exergía total que sale del sistema, entonces se obtiene la exergía útil que sale (Ex_{uts}).

$$Ex_{us} = Ex_{ns} - Efl \quad (16)$$

3.7 Eficiencia, Efectividad y Rendimiento

Para poder comparar sistemas de diferentes tipo y tamaños, se requiere definir los siguientes parámetros, con el objeto de determinar el alojamiento entre la operación real del sistema y la operación máxima que podría obtenerse a partir de la segunda ley de la termodinámica.

La eficiencia (η) se define como la exergía total que sale del sistema (EX_{tts}) entre la exergía total a la entrada del sistema (EX_{tte}):

$$\eta = \frac{EX_{tts}}{EX_{tte}} \quad (17)$$

Este parámetro indica el porcentaje de pérdidas irreversibles inherentes a la naturaleza del proceso.

La eficiencia mide la fracción de la exergía total que entra al sistema que no se pierde por la irreversibilidad de los procesos que se efectúan en el sistema. Además es independiente de la función del sistema, puesto que no todas las entradas de exergía al sistema son combustible ni todas las salidas son "productos útiles"

La efectividad (ε) se calcula para evaluar si el sistema cumple adecuadamente su función, es decir, el efecto al que está destinado.

Matemáticamente, la efectividad es la relación de la exergía neta total producida entre la exergía neta total suministrada, y se expresa a través de la siguiente ecuación:

$$\varepsilon = \frac{EX_{npp}}{EX_{nss}} \quad (18)$$

La efectividad es entonces la medida de la capacidad del sistema para producir el efecto deseado. Es la fracción de la exergía neta suministrada requerida por el sistema para efectuar su función.

El rendimiento se define como la relación de una exergía "deseada" a una exergía "consumida" y se calcula con la ecuación (19).

$$\xi = \frac{EX_{uts}}{EX_{uc}} \quad (19)$$

Considerando que la exergía útil (EX_{uts}) que sale como la exergía deseada y la exergía total (EX_{tte}) que entra como la exergía consumida, el rendimiento se puede calcular con la ecuación (20).

$$\xi = \frac{Ex_{ms}}{Ex_{me}} = 1 - \frac{Pex}{Ex_{me}} = 1 - \frac{Irr}{Ex_{me}} - \frac{Efl}{Ex_{me}} \quad (20)$$

Recordando que la exergía útil a la salida se puede calcular con la ecuación (16).

3.8 Potencial de mejoramiento. Rivero [1994].

Es una medida de qué tanto y qué tan fácil podría mejorarse un sistema para propósitos de optimización. Se obtienen combinando las pérdidas de exergía y la efectividad del sistema.

$$Pot = Irr(1 - \varepsilon) + Efl \quad (21)$$

Todas las definiciones y conceptos descritos anteriormente sirven para explicar la forma en que se lleva a cabo un análisis de exergía.

3.9 Procedimiento de aplicación de un análisis de exergía

La metodología general de aplicación de un análisis de exergía a un sistema involucra los siguientes pasos:

- i. Traducción del diagrama de flujo de proceso convencional en un diagrama de bloques incluyendo, además de las corrientes de materia y energía, servicios auxiliares, electricidad, gases producidos, entradas de reactivos, pérdidas de calor a través de aislamientos térmicos, etc.)
- ii. Cálculo de balances de materia, entalpia, entropía de cada bloque y global, a partir de los cuales se obtiene el balance de exergía; evaluación de la exergía de todas las corrientes involucradas
- iii. Cálculo de los parámetros de funcionamiento de cada bloque: pérdidas de exergía irreversibles, efluentes y totales, efectividad de cada bloque.
- iv. Cálculo del potencial de mejoramiento de cada bloque y de todo el sistema.
- v. Proposición de mejoras al proceso con base a los potenciales de mejoramiento más importantes de los bloques.
- vi. Evaluación exergoeconómica de modificaciones: recuperación de exergía, inversión, costos de operación, costos financieros, tasa interna de retorno, periodo de recuperación, valor presente neto, etc.
- vii. Modificación del grado de agregación del análisis en caso de ser necesario.
- viii. Evaluación técnica de las propuestas, impacto ambiental, ahorros globales de energía primaria, factibilidad de aplicación, ventajas y desventajas operativas.

Dependiendo de la profundidad del análisis que se desee realizar utilizando esta metodología, se aplicarán los pasos v, vi, vii y viii, ya que estos últimos tienen la finalidad de identificar las mejoras posibles (técnicas, económicas y ambientales) para optimizar el sistema estudiado; por supuesto con la factible implementación de las medidas seleccionadas.

En esta tesis se aplicarán las primeras cinco etapas.

Referencias

Cornelissen, Reinerus Louwrentius, 1997, "Thermodynamics and sustainable development. The use of exergy analysis and the reduction of irreversibility", Netherlands.

García Colín, Leopoldo, 1989, "Seminario de problemas científicos y filosóficos. El concepto de entropía". Colección: cuadernos (6), Nueva Época. Universidad Nacional Autónoma de México.

Kotas, T. J., 1985, "The exergy method of thermal plant analysis". Butterworths, Gran Bretaña.

M.V. Sorin and V. M. Brodyansky, 1992, "A Method for Thermodynamic Optimization - I. Theory and Application to an Ammonia Synthesis Plant". Energy: The International Journal, Vol. 17, pp. 1019-1031.

Moran, M. J., Shapiro, H. N. "Fundamentos de termodinámica técnica". Primer tomo. Capítulo 7., Primera edición en español. España, 1998. Reverté. S.A.

Notas del curso "Uso eficiente de la energía", impartido por el Dr. Ricardo Rivero, Facultad de Química, UNAM.

Rivero, R., 1994, "El análisis de exergía". Revista del IMIQ. Año XXXV, Vol. 11, pp. 14-27

Rotstein, Enrique, Stephanopoulos, George, 1979, "Exergía y creación de entropía en la selección de tecnologías de procesos químicos". Latinoam. Ing. Quím. Quím. Apl., Vol. 9, pp. 89-100.

Smith & Van Ness. "Introducción a la termodinámica en ingeniería química". 4ta. Edición. 2da. Edición en español, Mc Graw Hill, México, 1991.

Sorin, M., Paris, J., 1999, "Integrated exergy load distribution method and pinch analysis". Computers & chemical engineering. Vol. 23, pp. 497-507.

Capítulo IV.

Estudio de caso para evaluación. Análisis de exergía para una planta de amoníaco

En el presente capítulo se evalúa, utilizando el análisis de exergía, la planta de Amoníaco 7 del Complejo Petroquímico Cosoleacaque, S.A. (PECOSA), Ver.

Esta planta fue desarrollada por M. W. Kellogg Technology Co., con una capacidad nominal de 1,360 Ton NH_3 /día, comenzando a operar en 1981.

A la fecha, ésta es la única planta de amoníaco de capacidad internacionalmente competitiva que se encuentra en operación de las 9 que existían de esas mismas características.

Es conocido que el cierre de estas plantas de amoníaco se debe al cierre de las correspondientes plantas para la fabricación de fertilizantes, principalmente urea. Por otra parte, este fenómeno se debe entre otras situaciones a la falta de competitividad económica del costo de producción del amoníaco que repercute en su precio de venta y que resulta no competitivo con el de importación tanto del amoníaco como de la urea.

Un análisis económico breve, mostrará que el costo de producción del amoníaco se ve altamente influenciado por el costo de la adquisición de la materia prima y energético necesario para este proceso, es decir, el gas natural (CH_4).

Si el precio del gas natural como materia prima para producir amoníaco, no fuera considerado como el de un energético con un alto precio en el mercado internacional debido a que sus características contribuyen altamente a la sustentabilidad; en efecto, el análisis de exergía aplicado a esta planta, no solamente permitirá conocer aquellos puntos en los cuales se puede mejorar el uso de la energía, localizando aquellas operaciones unitarias, subsistemas ó sistemas que utilizan un tipo de energía de mayor calidad de la que requieren para efectuar adecuadamente su operación si no que también, mediante la aplicación del concepto de exergía, se pueden identificar las rutas de proceso con el menor número de irreversibilidades ó de pérdidas de exergía. Estas pérdidas no solamente se refieren a equipos y bloques de la misma planta como entes aislados sino como parte de un sistema mayor que los contiene.

Lo anterior significa que integrar una planta de amoníaco con otra de urea disminuirá las pérdidas totales de exergía al utilizarse como entrada del sistema, metano y como salida, urea.

Las ideas descritas en el párrafo anterior se traducen en el mejor aprovechamiento de recursos, encuadrando así el presente trabajo dentro del marco de la sustentabilidad.

4.1 Simulación del proceso de producción de amoníaco y consideraciones realizadas para aplicar el análisis de exergía a la planta de amoníaco

4.1.1 Acerca de PROSIM PLUS ver. 1.3.8.2

PROSIM PLUS es un paquete de simulación (software) para procesos químicos industriales creado en la Escuela Nacional de Ingeniería Química de Toulouse, Francia.

PROSIM PLUS se integra bajo un esquema modular, tiene la capacidad de trabajar con diferentes sistemas de unidades (internacional, inglés, métrico y posibles combinaciones entre estos), utiliza un lenguaje de programación sencillo y se apoya en bases de datos que hacen de este simulador un sistema flexible. Además se pueden crear módulos para ejecutar secuencias de cálculo utilizando lenguaje FORTRAN.

El sistema cuenta con un programa interactivo (PROPHY PLUS) para calcular las propiedades de componentes puros y mezclas de forma independiente además de realizar estos cálculos en el propio simulador.

La base de datos estándar cuenta con información para calcular las propiedades de 1,508 componentes puros. Estos datos pueden ser actualizados por el usuario a través de otro programa interactivo llamado COMPONENT PLUS.

Las ecuaciones de cálculo de las propiedades de los componentes se toman de REID R.C., J.M. PRAUSNITZ, B.E. POLIN.

Para resolver circuitos de recirculación (loops) PROSIM PLUS utiliza substitución sucesiva, Broyden y Newton Raphson como métodos a especificar mediante la utilización de una operación (bloque) de reciclo. Si este no se especifica PROSIM PLUS utiliza por configuración, Newton Raphson, estableciendo un criterio de convergencia de 1×10^{-12} .

4.1.2 Simulación del proceso de producción de amoníaco

Para realizar el análisis de exergía a la planta de amoníaco utilizando información válida de proceso, la Superintendencia de producción de Petroquímica Cosoleacaque, S.A. (PECOSA) se solidarizó con este proyecto proporcionando información de evaluaciones realizadas en otro simulador comercial tanto a condiciones de diseño como de operación.

Esta información fue retroalimentada a PROSIM PLUS para generar los balances de materia, entalpia y entropía requeridos para realizar el análisis de exergía.

Para evitar discrepancias con la información proporcionada por la Petroquímica se utilizó la misma ecuación de estado (Peng-Robinson) para generar el comportamiento de la planta (diseño y operación) que fue proporcionado.

Se simularon las secciones de reformación de gas natural, purificación de gas de síntesis y síntesis de amoníaco.

Estos cálculos aunque no se presentan en esta tesis tanto, por razones de confidencialidad como por que no fue el objeto primordial de esta, es menester expresar que la reproducción de la información de PECOSA al respecto de las simulaciones efectuadas con PROSIM PLUS confrontó y satisfizo los valores proporcionados y que se invirtió varios meses de trabajo en ello.

De acuerdo al balance de materia, la planta presenta una capacidad de producción de 1,445 Ton NH_3 /día, 85 Ton NH_3 /día más de la capacidad de diseño, por lo que es notorio que ya ha sufrido modificaciones, es decir, mejoras para aumentar la producción.

4.1.3 Consideraciones realizadas para aplicar el análisis de exergía a la planta de amoníaco

Con el propósito de analizar cómo se aprovecha la exergía de un proceso, considerando primero el comportamiento exérgico de cada una de sus operaciones unitarias de forma aislada, para después agruparlas adecuada y secuencialmente para formar etapas, bloques o subsistemas del proceso y finalmente integrar estas etapas o bloques para formar el proceso completo.

Para la planta de amoníaco, después de haber reproducido su comportamiento a condiciones de diseño y operación mediante el simulador de procesos, se realiza un balance de exergía a cada una de sus operaciones unitarias (análisis por equipo), posteriormente y de acuerdo con la literatura se agruparon las operaciones unitarias que integran las secciones de reformación de gas natural, purificación de gas de síntesis y síntesis de amoníaco, definiendo así tres bloques para analizar utilizando el método de exergía (análisis por bloques), finalmente, estas secciones se integran para analizarlas en forma total, es decir, como la planta completa (análisis por planta). De esta forma se definen tres niveles de análisis. Para cada nivel se calculan los parámetros de eficiencia, efectividad, rendimiento y potencial de mejoramiento.

Se identifica la operación unitaria que reporta la mayor cantidad de exergía perdida (irreversibilidad) durante su operación para representar el nivel de análisis más interno propuesto y así poder comparar los resultados respectivos con los resultados obtenidos en los niveles de análisis por bloques y por planta.

4.2 Breve descripción del proceso de producción de amoníaco

La descripción de este proceso se obtuvo a partir de las bibliografías de *The M. W. Kellogg Company [1979]* y *Ramírez [1998]*.

Este proceso se realiza, principalmente, en tres etapas: a) Preparación de gas de síntesis, b) Purificación de gas de síntesis y c) Síntesis de amoníaco, además de los servicios.

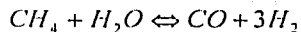
A continuación se describe brevemente el proceso. En el apéndice B se encuentra la lista de equipo que integra cada bloque y los diagrama de flujo utilizados para la simulación.

4.2.1 Preparación de gas de síntesis

La preparación de gas de síntesis o reformación de gas natural comprende la desulfurización del gas natural, la reformación primaria, la reformación secundaria y las mutaciones de monóxido de carbono (CO) a dióxido de carbono (CO₂) a condiciones de alta y baja temperatura. Al final de esta etapa se debe obtener una mezcla casi pura de nitrógeno e hidrógeno.

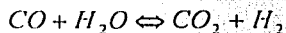
La desulfuración del gas natural es importante debido a que el catalizador utilizado para la reformación es envenenado o contaminado por los compuestos de azufre.

En la reformación primaria, la principal reacción que se presenta es para transformar el gas natural (metano) junto con el vapor de agua a monóxido de carbono e hidrógeno, en presencia de un catalizador de níquel. Esta reacción se representa mediante la siguiente ecuación:



Debido a que la reacción de reformación es altamente endotérmica, la formación de los productos se favorece cuando la temperatura de reacción es mayor a los 1000 grados centígrados (de acuerdo a la bibliografía); sin embargo, cuando los reactivos y los productos se encuentran en estado gaseoso el volumen de estos aumenta conforme aumenta la temperatura, es por ello que para evitar que la reacción de productos a reactivos ocurra se debe operar a presiones mayores de los 30 kg/cm² (de acuerdo a la bibliografía).

Simultáneamente a la reacción de reformación, se lleva a cabo el equilibrio de agua - monóxido de carbono, de acuerdo a la siguiente reacción exotérmica:



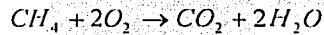
Esta reacción se lleva a cabo en pocas cantidades debido a la magnitud de la temperatura de la reacción principal.

De acuerdo al diseño, la reformación primaria se efectúa a 1087 K (814 °C) y 3,291 kPa (33.56 kg/cm²).

El calor generado en el reformador primario (quema gas combustible), además de iniciar la reacción de reformación, se aprovecha para precalentar diferentes corrientes de proceso y servicio.

En el reformador secundario se suministra la cantidad de aire necesario para aportar 3 mol de nitrógeno por cada mol de hidrógeno presente en la corriente de proceso; cantidades estequiométricas requeridas para efectuar la reacción de síntesis de amoníaco.

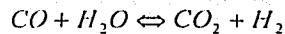
El oxígeno del aire reacciona con el metano que aún no termina de reaccionar en la reformación primaria.



En el reformador secundario, además de llevarse a cabo la reacción de combustión del metano con el oxígeno, se efectúan las mismas reacciones que el en reformador primario. El gas reformado sale a 1,293 K (1,020 °C) y 3,197 kPa (32.60 kg/cm²).

Parte del calor de la corriente de proceso se utiliza para precalentar agua para caldera.

Después se procede a eliminar el monóxido de carbono (CO) de la corriente de proceso, llevando a cabo la siguiente reacción de mutación:



Como esta reacción es exotérmica, la formación de CO₂ e H₂ se ve favorecida al disminuir la temperatura de reacción; sin embargo, esta reacción se lleva a cabo en presencia de catalizadores que disminuyen su actividad si la temperatura disminuye, y aquellos (catalizadores) que pueden operar a bajas temperaturas resultan ser muy costosos. Por ello, se utilizan catalizadores de los dos tipos, efectuando la mutación a alta y baja temperatura, para así alcanzar beneficios de operativos y de inversión.

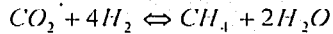
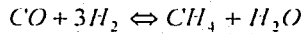
La corriente que sale del mutador de baja temperatura se conoce como gas de síntesis.

4.2.2 Purificación de gas de síntesis

La purificación de gas de síntesis comprende la absorción de dióxido de carbono (CO₂) y la metanación.

El CO₂ producido en la etapa anterior, se elimina utilizando una solución de carbonato de potasio en un absorbedor.

Posteriormente, se eliminan las trazas de CO₂ y CO existentes aún en la corriente efectuando las siguientes reacciones de metanación en presencia de un catalizador de níquel:

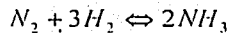


Ambas reacciones son exotérmicas, lo cual favorece a que las temperaturas de reacción sean bajas.

4.2.3 Síntesis de amoníaco

Finalmente la síntesis de amoníaco, la separación del gas de purga y la refrigeración de amoníaco. Es conveniente recordar que el alcance de este trabajo no incluye el análisis de la secuencia de refrigeración completa, sólo se involucran aquellas corrientes de refrigeración que intercambian calor con la etapa de síntesis.

El gas de síntesis se comprime para efectuar la reacción de síntesis de amoníaco siguiente:



Los catalizadores utilizados para efectuar esta reacción se contaminan fácilmente con dióxido de carbono y agua.

Por último, se eliminan los gases inertes (metano y argón) arrastrados por la corriente de amoníaco condensado en un tanque de vaporación.

Por otro lado, este proceso requiere de la utilización de vapor de alta y media presión, esta tecnología reutiliza el calor de las corrientes de proceso para producir vapor motriz (principalmente) para operar.

4.3 Diagramas de bloques del proceso de producción de amoníaco.

Para poder aplicar el análisis de exergía a la planta de amoníaco, es necesario efectuar los pasos ya indicados en la sección 3.7.

Aprovechando que la descripción del proceso distingue tres principales etapas, los bloques a trabajar se definen uno por cada etapa.

La Figura 5, muestra en forma general, un diagrama de bloques de la secuencia completa del proceso; en él se puede observar, adicionalmente, la delimitación de cada uno de los bloques.

Es importante mencionar que, a pesar de que el ciclo de refrigeración efectuado por esta planta para licuar el amoníaco, no se encuentra dentro de los alcances de este trabajo, el cálculo del balance de exergía sí considera aquellas corrientes que intercambian energía con el proceso de los Bloques I, II y III.

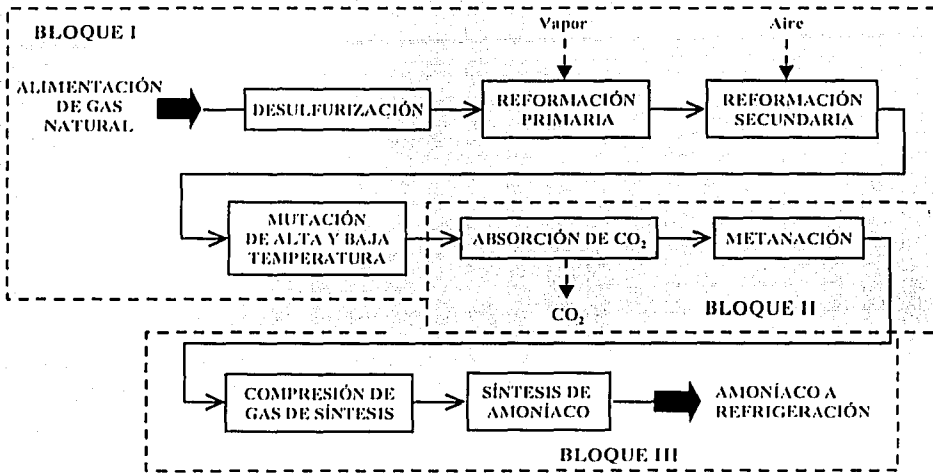


Figura 5. Definición de bloques para analizar la planta de amoníaco

Por otra parte, las Figuras 6, 7, y 8 indican claramente todas las corrientes de entrada y salida por cada bloque.

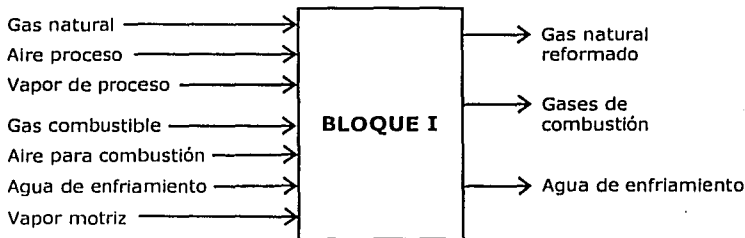


Figura 6. Diagrama de entradas y salidas de corrientes de proceso y servicio del Bloque I.

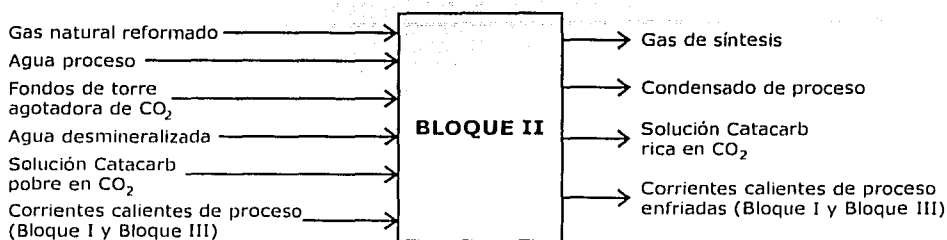


Figura 7. Diagrama de entradas y salidas de corrientes de proceso y servicio del Bloque II.

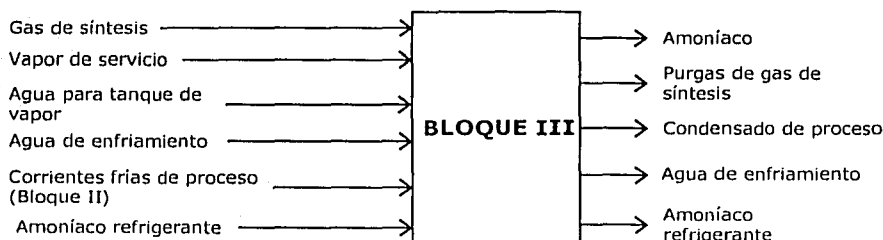


Figura 8. Diagrama de entradas y salidas de corrientes de proceso y servicio del Bloque III.

4.4 Resultados del balance de materia, entalpía y entropía del proceso de producción de amoníaco.

Los balances de materia, entalpía y entropía se realizaron con la información proporcionada por PECOSA para las condiciones de diseño y operación. Con el fin de conocer el grado de alejamiento del comportamiento termodinámico, aplicando sólo la primera ley, de la planta a condiciones de operación de las establecidas como condiciones de diseño, se presenta más adelante una comparación preliminar de estos resultados.

Los resultados de cada balance se encuentran reportados en tablas y gráficas, si el lector, considera necesario conocer un poco más detallado la lógica y matemática de estos balances, en el apéndice C se encuentra la memoria de cálculo.

4.4.1 Balance de materia

En la Tabla 12, se presenta un balance de materia global del proceso, en el cual se muestran las cantidades de los insumos requeridos para la transformación de gas natural a amoníaco así como los productos generados de dicho proceso.

Tabla 12. Balance de materia total del proceso de producción de amoníaco

Insumos	Diseño kg/s	Operación kg/s
Proceso		
Gas natural	7.57	7.92
Gas de purga	0.00	0.12
Aire	20.28	19.93
Agua	4.28	4.72
Vapor	29.95	33.27
Combustión		
Gas combustible	4.56	5.95
Gas de purga	1.76	0.00
Aire	107.77	121.51
Total	176.17	193.42
Productos		
Proceso		
Amoníaco	15.58	16.73
CO ₂	19.93	21.64
Gas de purga	1.99	2.07
Condensado	25.21	25.52
Combustión		
Gases de combustión	114.09	127.44
Total	176.80	193.40

En la Tabla 13, se presenta una comparación de variables de proceso utilizadas para evaluar su comportamiento. En esta lista no se incluyen el consumo de electricidad y el de agua de enfriamiento por las siguientes razones:

- Dentro del circuito del proceso analizado, los equipos motrices utilizan vapor y no electricidad para su operación, es por ello que el consumo de energía eléctrica no es significativo.
- Para el consumo de agua de enfriamiento, no se cuenta con la información suficiente, tanto de diseño como de operación, para cuantificarla, principalmente la que se utiliza en la chaqueta del reformador secundario.

Tabla 13. Comparación de variables de proceso a condiciones de diseño y operación.

Variable	Condiciones de Diseño	Condiciones de Operación
Consumo de Gas Natural Combustible		
Ton/día	394	513
m ³ /día ^{Nota 1}	589,648	768,848
Consumo de Gas Natural Proceso,		
Ton/día	654	684
m ³ /día ^{Nota 1}	980,165	1'025,028
Consumo total de Gas Natural		
Ton/día	1,048	1,197
m ³ /día ^{Nota 1}	1'569,813	1'793,876
Consumo de Aire Proceso	Ton/día	1,708
		1,721
Consumo de Vapor Proceso	Ton/día	2,588
		2,882
Producción de CO ₂	Ton/día ^{Nota 2}	1,722
		1,722
Producción de Amoníaco ^{Nota4}	Ton/día	1,346
		1,445
Producción de vapor de alta presión	Ton/día	7,268
		7,894
Consumo de vapor de media presión	Ton/día	3,211
		4,591
Consumo de Energía	MJ/Ton NH ₃ ^{Nota 3}	15,995
		16,308

Nota 1. Utilizando una densidad de **18.904** $\frac{\text{Ton}}{1 \times 10^6 \text{ ft}^3}$ @20°C y 1 atm, condiciones

para el cálculo de la densidad del gas natural proporcionadas por PEMEX Gas y Petroquímica Básica.

Nota 2: CO₂ separado del gas de síntesis en la torre de absorción.

Nota 3: Se refiere a la energía liberada por el combustible.

Nota 4: Producto a la salida de la etapa de refrigeración.

De la Tabla 13, es importante observar que la capacidad de diseño, calculada a partir de la simulación realizada, es de 1,346 Ton NH₃/día, siendo que la reportada en libros es de 1,360 Ton NH₃/día. En cuanto a la capacidad de operación, ya se había mencionado que se modificó el proceso para producir 1,445 Ton NH₃/día.

4.4.2 Balance de entalpía y entropía

En las Gráficas 2 y 3 se muestran los valores del cambio total de entalpía y entropía de las corrientes principales del proceso, y las Gráficas 4 y 5 ilustran de forma práctica los cambios de estas propiedades que se realizan en cada uno de los equipos que integran el sistema analizado, los cuales totalizados (ver apéndice C), verifican los valores obtenidos en la Tabla 14.

Por convención, en la interpretación práctica de los resultados, los cambios asociados a valores negativos de entalpía se interpretan como una liberación de energía (enfriamiento), mientras que, los valores positivos se interpretan como una absorción de energía (calentamiento).

Por lo que respecta a la entropía, el aumento en el cambio de esta propiedad (ΔS) indica una absorción de energía, hecho que se traduce en un aumento de la irreversibilidad propia del proceso.

Tabla 14. Datos de diseño y operación para el cambio de entalpía y entropía totales de las corrientes principales del proceso.

	Diseño		Operación	
	ΔH MJ/s	ΔS kJ/s K	ΔH MJ/s	ΔS kJ/s K
Bloque				
I. Reformación de gas natural	-121.79	329.34	-132.57	301.94
II. Absorción de CO ₂	-48.28	-122.08	-53.52	-135.08
III. Síntesis	-88.45	-202.63	-88.99	-107.20
Subtotal	-258.52	4.63	-275.08	59.66
IV. Generación de vapor ^{Nota 5}	197.89	470.17	209.97	525.84
TOTAL	-60.63	474.80	-65.11	585.55

Nota 5: Las reacciones de reformación secundaria, mutación de CO₂, metanación y síntesis de amoníaco son altamente exotérmicas; las tres últimas se efectúan en forma adiabática, en consecuencia, el proceso libera de forma global una gran cantidad de energía, la cual se aprovecha generando vapor de alta presión.

De acuerdo a lo anterior y siendo acordes con las definiciones de la primera y segunda ley de la termodinámica, se realizan las siguientes interpretaciones:

- a) el valor negativo del cambio total de entalpía indica que el proceso además de satisfacer sus requerimientos energéticos para efectuarse, libera una cantidad de energía a los alrededores que no es aprovechable.
- b) El proceso genera entropía, de acuerdo al valor positivo obtenido, lo cual indica que al aumentar el valor del cambio de esta propiedad, el sistema disminuye su capacidad para generar trabajo, es decir, su eficiencia disminuye y por lo tanto la irreversibilidad propia del proceso aumenta.

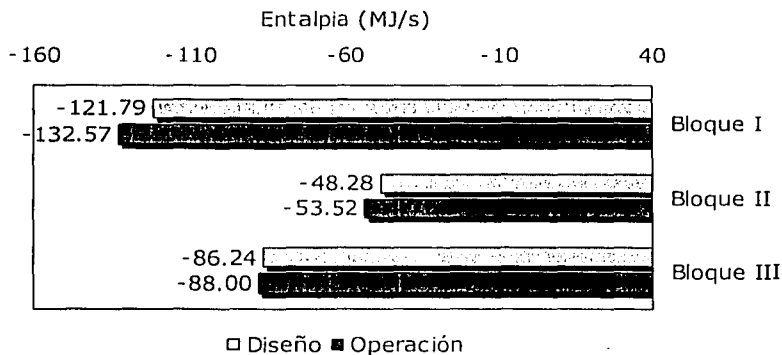
- c) De acuerdo a la explicación anterior (inciso b), la diferencia de creación de entropía en toda la planta, comparando operación contra diseño, el valor más alto en la operación se debe a una disipación de energía no aprovechada a causa de falta de mantenimiento, que se comprobó en una visita a la planta de PECOSA.

Los resultados de la Tabla 14, muestran que la cantidad de energía liberada hacia los alrededores en cada uno de los bloques en que se divide la planta es prácticamente equivalente entre las condiciones de diseño y las de operación, no siendo así para el cambio de entropía, el cual demuestra que a condiciones de operación el proceso disminuye su eficiencia termodinámica en comparación con el diseño.

En las Gráficas 1 y 2 se presentan los resultados de la Tabla 14, con el afán de visualizar gráficamente los cambios de entalpia y entropía calculados, e identificar cuál de los bloques contribuye en mayor porcentaje al alejamiento que se tiene de las condiciones de diseño a las condiciones de operación.

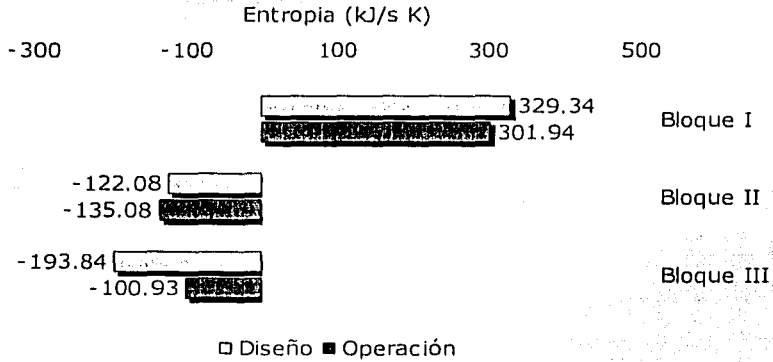
En la Gráfica 1, se observa, que el Bloque I, evaluado a condiciones de operación se identifica como el sistema que transfiere mayor cantidad de energía a los alrededores. En el apéndice C, se comprueba tácitamente que el reformador primario es el causante de esta transferencia de energía desechada al ambiente, tal y como quedó asentado en el inciso (c) anterior.

Gráfica 1. Balance general de entalpia para el proceso de producción de NH_3



En la Gráfica 2 se muestra que para los Bloques I y II, el cambio de entropía es equivalente entre las condiciones de diseño y las de operación; no así en el Bloque III, para el cual se observa que a condiciones de operación el valor del cambio de esta propiedad aumenta (pasa de -193.84 a -100.83 kJ/s K) con respecto a las condiciones de diseño, hecho que indica una disminución en su capacidad para realizar el proceso.

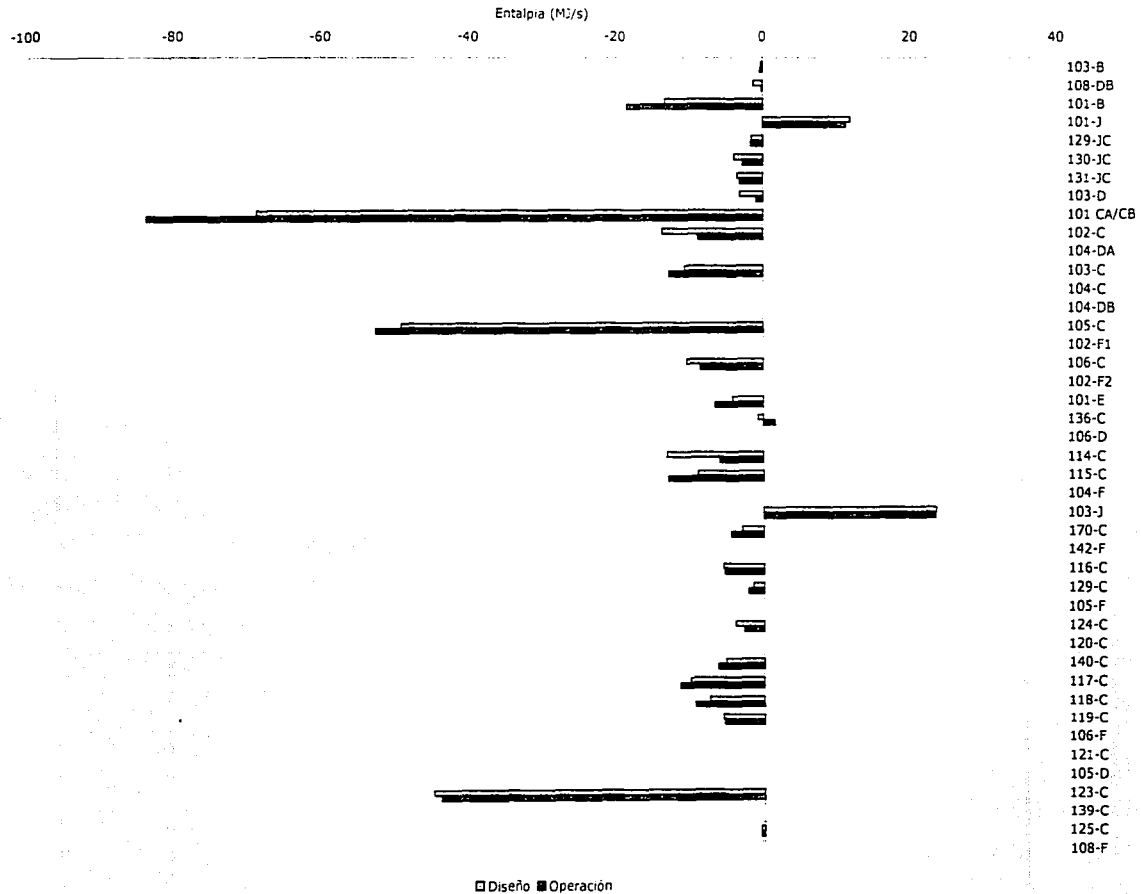
Gráfica 2. Balance general de entropía para el proceso de producción de NH₃



Las Gráficas 3 y 4 presentan una cuantificación del cambio de entalpía y entropía, respectivamente, de cada uno de los equipos de los tres bloques estudiados. En donde se identifica que, a condiciones de diseño, el equipo con mayor cambio de entalpía y entropía es el reformador primario.

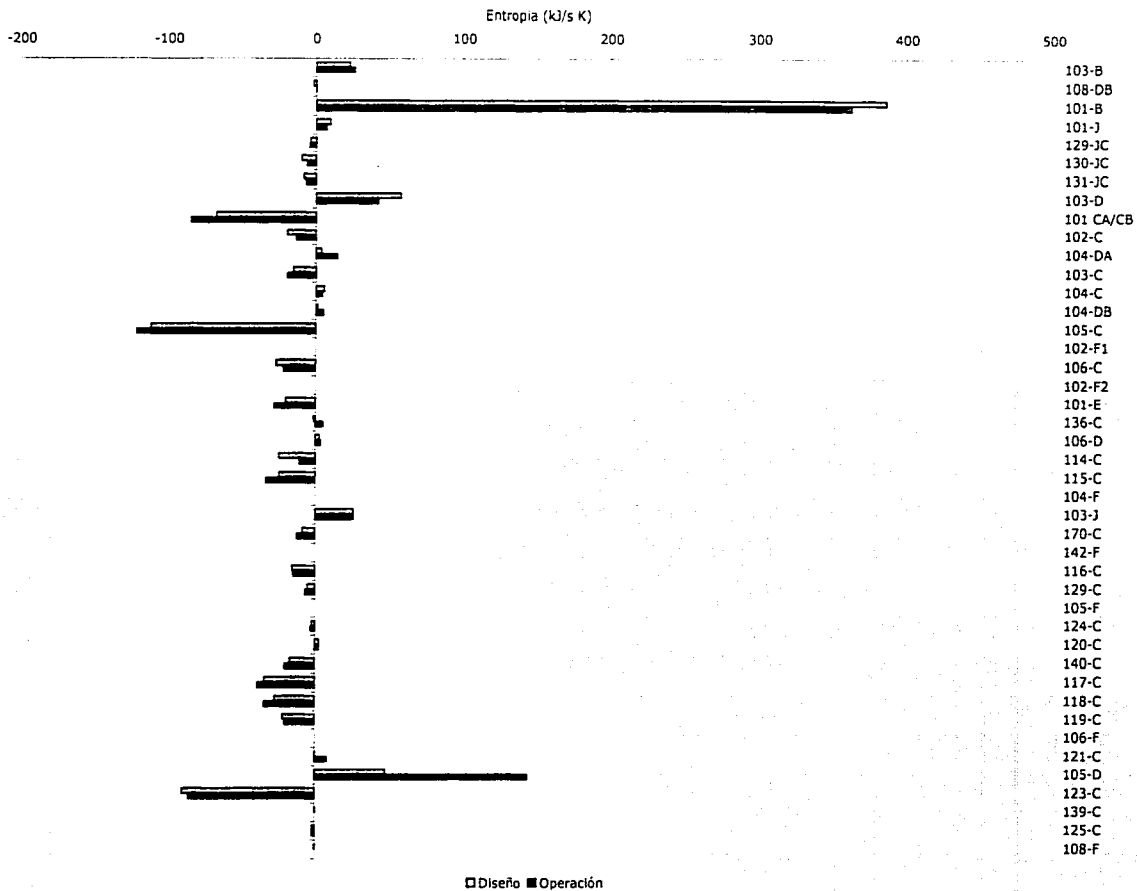
Para las Gráficas 3 y 4, las claves por equipo están descritas en el apéndice B.

Gráfica 3. Cambio de entalpia total de las corrientes principales de proceso de la planta de NH₃



TESIS COM
 FACULTAD DE CIENCIAS

Gráfica 4. Cambio de entropía total de las corrientes principales de proceso de la planta de NH₃



TESIS COM
FALLA DE CALIDAD

4.5 Análisis de resultados de la simulación del proceso de producción de amoníaco

Como preámbulo al análisis de los resultados generados en los balances de materia, entalpía y entropía, conviene indicar que el proceso de amoníaco estudiado, puede analizarse desde 2 enfoques; el primero, considerando el rendimiento de amoníaco del propio proceso por cada millón de m³ de metano alimentado, de tal forma que para mejorar el proceso, se requeriría que la relación alimentación/producto disminuyera con el fin de ahorrar costos. El segundo enfoque es tipo energético. En efecto, la planta utiliza el propio gas natural para proporcionar energía al reformador primario que se completa con el calor proporcionado por los procesos exotérmicos enunciados anteriormente. Por lo tanto este proceso considera tanto el gas natural, como materia prima, y como el energético para su funcionamiento.

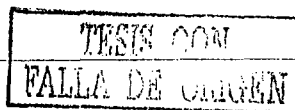
El siguiente análisis muestra el comportamiento de la producción en función de las relaciones materia prima - producto y energético - producto.

El comportamiento del sistema, tanto en condiciones de diseño como en condiciones de operación, se analiza mediante la comparación de los parámetros presentados en la Tabla 15. En ella se muestra la relación que existe entre el consumo de gas natural como materia prima y la producción de amoníaco generada a partir de ella. Asimismo, se estima la relación del consumo de gas natural como combustible por cada tonelada de amoníaco producida.

Existe una estimación de estos índices para una planta de amoníaco tipo, de las mismas características que la planta aquí analizada (igual capacidad, misma tecnología), reportada por el *Process Economics Program [2000]* (PEP), la cual se incluye en la Tabla 15, a fin de realizar comparaciones del comportamiento del proceso analizado como si fuese un *benchmarking*.

Tabla 15. Comparación de índices de producción.

	Unidades ^{Nota 6}	Diseño	Operación	Planta PEP
Gas Natural	$\frac{TON CH_4}{TON NH_3}$	0.49	0.47	0.42
	$\frac{m^3 CH_4}{TON NH_3}$	728.23 <small>Nota 7</small>	709.33 <small>Nota 7</small>	629.12 <small>Nota 8</small>
Gas Natural Combustible	$\frac{TON CH_4}{TON NH_3}$	0.29	0.34	0.45



Unidades ^{Nota 6}	Diseño	Operación	Planta PEP
$\frac{m^3 \text{ CH}_4 \text{ combustible}}{\text{TON NH}_3}$	438.09 <small>Nota 7</small>	532.05 <small>Nota 7</small>	674.06 <small>Nota 8</small>

Nota 6: Los índices calculados para condiciones de diseño y operación de la planta se expresan en las unidades en que se reportan los índices de referencia en el PEP (valores benchmarking) para efectuar la comparación.

Nota 7: Cálculo efectuado a una densidad de $18.904 \frac{\text{Ton}}{1 \times 10^6 \text{ ft}^3}$ a 20°C y 1 atm, proporcionada por PEMEX Gas y Petroquímica Básica (PGPB).

Nota 8: Valor calculado utilizando la densidad anteriormente citada.

De acuerdo a los resultados reportados en la Tabla 15, el proceso analizado tanto a condiciones de diseño como de operación, utiliza una mayor cantidad de materia prima que la planta de producción de amoníaco reportada en el PEP. Por otro lado, el consumo de combustible requerido por cada tonelada de amoníaco producido, es menor tanto para las condiciones de diseño como para condiciones de operación que el reportado en el PEP, con ello, puede concluirse que el consumo de metano tomando la planta PEP respecto a la operación de la que se analiza, ésta es mayor en 12% que aquella, lo que en términos de costo de operación representaría un incremento de 12.30 USD por cada tonelada de amoníaco.

En cambio el ahorro de metano como energético sería de 21.76 USD por cada tonelada de amoníaco, casi el doble del costo por consumir más metano como materia prima, es decir, 26% menos que el benchmarking.

Sin embargo, si se realiza la comparación sólo entre la condición de diseño y la de operación, se encuentra que a pesar de que en condiciones de operación se requiera menor cantidad de materia prima por tonelada de amoníaco producido, el valor del índice de la cantidad de combustible consumido por cada unidad de amoníaco producto, aumenta. En general, el consumo total de gas natural aumenta 121 Ton CH₄/día, de condiciones de diseño a condiciones de operación, cantidad que equivale a 181,252 m³ CH₄/día, lo que representa 27,780 USD/día.

El principal suministro de energía externa se realiza en el reformador primario, el cual quema una cantidad total de combustible (gas natural y gas de purga) de 5.72 kg/s, los cuales liberan 276.95 MJ/s de energía.

Además, el precalentador de carga consume 0.23 kg/s de gas natural equivalente a 11.15 MJ/s.

Totalizando, se tiene que el proceso cuenta con un aporte de energía de 288.10 MJ/s. Esta cantidad de energía traducida a unidades monetarias equivaldría a 100,451 USD/día, mientras que una refinería de 100,000 bbl/día

consume para todos sus servicios alrededor de 129,000 USD/día³, lo cual es apenas el 29% arriba de lo que se está trabajando.

La energía generada en la reacción de combustión del reformador primario se aprovecha para: 1) efectuar la reacción de reformación (102 MJ/s), 2) saturar agua para producir el vapor requerido en este proceso (24.44 MJ/s) y, 3) para precalentar corrientes de proceso (102.61 MJ/s) como lo son la propia carga que se reforma, el aire utilizado en la reformación secundaria, parte del gas natural combustible y precalentar el agua que entra a la caldera auxiliar.

Se calcula que aproximadamente que 93.98 MJ/s se recirculan dentro del circuito de proceso, esto es intercambiando energía de corrientes calientes a corrientes frías.

4.6 Resultados del balance de exergía y de los parámetros de eficiencia, efectividad, rendimiento y potencial de mejoramiento

En esta sección, se presentan los resultados del balance de exergía, el cual se efectuó para cada equipo, después para cada bloque y finalmente para la planta completa; es decir, el balance de exergía se efectuó a tres diferentes niveles, con el fin de analizar el comportamiento exérgico, no solamente de cada bloque, como se propuso al principio de este capítulo estudiar la planta, sino analizar el comportamiento exérgico de cada equipo que integra un bloque, para posteriormente analizar la contribución de pérdidas de exergía que tiene cada uno de ellos al integrar un bloque, y finalmente analizar el comportamiento de cada uno de los bloques al integrarlos en la planta completa.

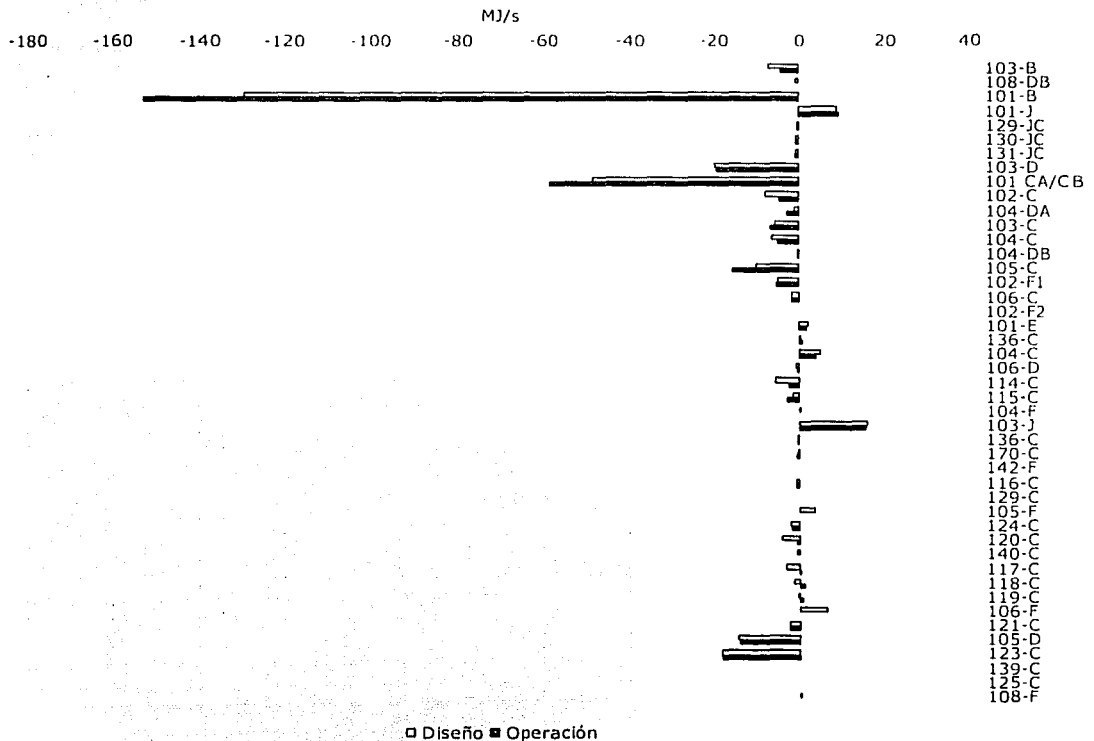
El procedimiento anterior se realizó tomando en cuenta que el proceso es una serie encadenada de operaciones unitarias, y que cualquier modificación realizada a uno de ellas repercutirá de alguna manera en todas las demás.

4.6.1 Balance de exergía por equipos

En el apéndice D se presenta la metodología que se siguió para efectuar el balance de exergía en cada uno de los equipos, los valores respectivos de eficiencia, rendimiento, efectividad y potencial de mejoramiento se calcularon aplicando las fórmulas de la sección 3.7. El análisis se efectuó utilizando las condiciones de diseño y las de operación. En la Gráfica 5 se encuentra la comparación que existe entre los cambios de exergía ocurridos a condiciones de diseño y con las de operación. Los resultados de esta gráfica no se pueden interpretar como irreversibilidades ya que estos resultados solo representan el cambio de exergía que sufre la corriente de proceso principal. Los valores negativos indican que la corriente de proceso pierde exergía. La irreversibilidad nunca puede ser negativa.

³ Cantidad reportada en Maples, R. [1993].

Gráfica 5. Cambio de exergía de las corrientes principales de proceso de la planta de NH₃, por equipo, a condiciones de diseño y operación



Sin embargo, de la misma Gráfica 5 se puede concluir que el equipo que genera mayor cambio de exergía, tanto en condiciones de operación como en diseño, es el reformador primario (101-B).

Para este equipo se calculó que, a condiciones de operación, la irreversibilidad es de 152.73 MJ/s, mientras que para condiciones de diseño es de 129.31 MJ/s; esto es, en condiciones de operación el equipo genera aproximadamente 23.42 MJ/s más de irreversibilidad que a condiciones de diseño.

Tanto en condiciones de diseño como de operación, la sección de radiación del reformador es donde se localiza el mayor porcentaje de estas irreversibilidades. Ver Tabla 16.

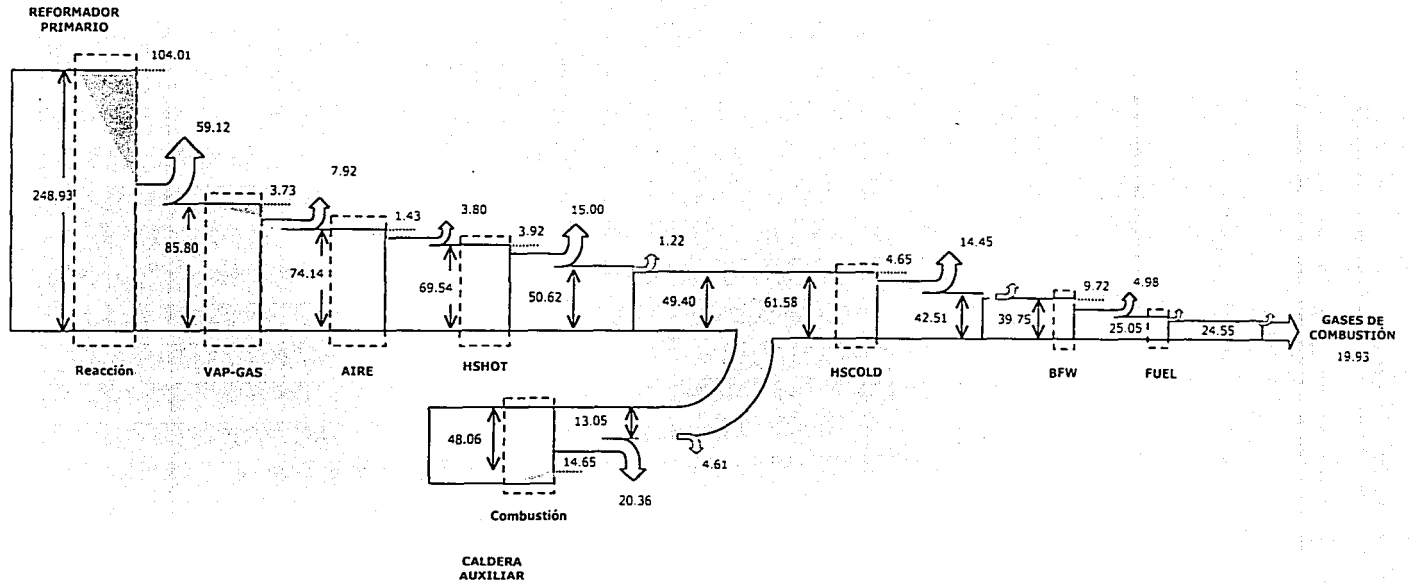
Tabla 16. Irreversibilidad calculada para el reformador primario

Sección	Irreversibilidad MJ/s		
	Diseño	Operación	Diferencia operación-diseño
Mezclado de corrientes de reacción	2.82	5.51	2.69
Pre calentamiento de la mezcla de reacción	2.92	3.74	0.82
Reacción de reformación (dentro de tubos) y reacción de combustión (fuera de tubos) ^{Nota 9}	106.75	118.31	11.56
Serpentín de pre calentamiento de aire (AIRE)	1.22	1.42	0.20
Serpentines de sobrecalentamiento de vapor de alta presión (HSHOT y HSCOLD)	7.83	8.56	0.73
Serpentín pre calentamiento de agua para vapor (BFW)	3.69	4.98	1.29
Perdidas de exergía	4.08	10.21	6.13
Irreversibilidad total	129.31	152.73	23.42

Nota 9: Para la combustión se considera que parte del combustible se pre calienta en la sección de convección del reformador (Serpentín FUEL).

En la Figura 9 se muestra el diagrama de Grassmann, en el cual se observa la forma en que se degrada la exergía del combustible (gas natural) a través del reformador.

El cálculo de los valores para elaborar el diagrama de Grassmann se encuentra al final del apéndice D.



Los flujos de exergia se encuentran expresados en MJ/s.

Figura 9. Diagrama de Grassmann para el Reformador Primario (101-B) a condiciones de operación

TESIS CON
 TALLA DE ORIGEN

4.6.2 Balance de exergía de los Bloques I, II y III y por planta

El cálculo del balance para los Bloques I, II y III en los cuales se dividió la planta de amoníaco, se encuentra en el apéndice D. Los resultados del cambio de exergía en cada bloque a condiciones de diseño y operación se reportan en la Tabla 17.

Tabla 17. Comparación de valores del cambio de exergía calculado en los bloques I, II y III a condiciones de diseño y de operación.

	Cambio de Exergía MJ/s		
	Diseño	Operación	Diferencia operación - diseño
Planta	-263.70	-294.69	-30.99
Bloque I	-220.68	-248.84	-28.26
Bloque II	-11.35	-17.56	-6.21
Bloque III	-31.67	-28.29	3.31

La diferencia que se calcula en la Tabla 17, indica que los bloques I y II (reformación de gas natural y purificación de gas de síntesis) generan una mayor cantidad de irreversibilidad a condiciones de operación que a condiciones de diseño; no siendo así en el bloque III (síntesis de amoníaco), la irreversibilidad de operación es menor a la de diseño, regresando a la Gráfica 6, localizamos que el equipo que ha disminuido sus pérdidas de exergía es el reactor de síntesis de amoníaco.

Si regresamos al balance entrópico de la Tabla 14 en donde se observa una fuerte diferencia entre las condiciones de diseño y las de operación, puede explicarse a manera de considerar que el solo valor de la entropía no es útil para evaluar las pérdidas de energía sino hasta integrar en la exergía el valor de la entalpía y de las condiciones del estado de referencia.

Por otro lado, cuando los bloques se analizan integrados para formar la planta de amoníaco, la disminución de irreversibilidad que presenta el bloque III en comparación de la operación con el diseño, no evita que la irreversibilidad total, a nivel de planta, disminuya. Como se observa en la Tabla 17, ésta aumenta en aproximadamente 31 MJ/s.

Para realizar una mejor interpretación de estos resultados, se dividió la irreversibilidad total calculada entre la producción de la planta. Para condiciones de diseño se calculó 16,927 MJ/Ton NH₃ y para condiciones de operación, 17,620 MJ/Ton NH₃⁴.

$$^4 \text{ Para condiciones de diseño: } \frac{263.70 \text{ MJ/s} * (3600 \text{ s/1 hr}) * (24 \text{ hrs/1 día})}{1,346 \text{ Ton NH}_3 \text{ / día}} = 16,927 \text{ MJ/Ton NH}_3$$

$$\text{Para condiciones de operación: } \frac{294.69 \text{ MJ/s} * (3600 \text{ s/1 hr}) * (24 \text{ hrs/1 día})}{1,445 \text{ Ton NH}_3 \text{ / día}} = 17,620 \text{ MJ/Ton NH}_3$$

Por los resultados anteriores, aumentar en 99 Ton NH₃/día ocasiona generar 693 MJ/Ton NH₃ de irreversibilidad total. En las conclusiones se discute más particularmente este fenómeno.

Si se pudiera implementar un sistema para recuperar al menos el 20% de la irreversibilidad total, porcentaje aproximadamente equivalente a las pérdidas de exergia por efluentes, entonces se pueden obtener un trabajo aprovechable de:

$$(693 * 0.20) \frac{MJ}{Ton NH_3} * 99 \frac{Ton NH_3}{día} * \frac{1 día}{24 hrs} * \frac{1 hr}{3,600 s} * \frac{10^3 kJ}{1 MJ} = 160 \frac{kJ}{s}$$

Si este trabajo se transformara en potencia eléctrica, se podría generar un suministro de 160 kW-h, proviniendo de una energía de baja calidad, cantidad utilizable pero no significativamente grande con estas suposiciones.

Es obvio que haberse considerado la producción total de la planta esta cantidad aumentaría proporcionalmente.

Es conveniente recordar, que la exergia de un sistema, como lo es la planta de amoníaco, es la porción de la energía que en un medio ambiente dado, puede ser transformada en trabajo útil, en este caso se compara al transformarlo a potencia eléctrica.

Para demostrar que la disminución de las pérdidas de exergia ó irreversibilidades, se traduce en un mejor aprovechamiento de la energía generada y degradada en cada una de las operaciones unitarias del proceso, en la siguiente sección se discutirán los índices de eficiencia, efectividad, rendimiento y el potencial de mejoramiento calculado, primero para el equipo que tiene la mayor irreversibilidad, después para cada uno de los bloques y finalmente para la planta completa.

Este análisis sólo se efectuó a condiciones de operación, debido a que en éstas se produce una mayor cantidad de amoníaco que a condiciones de diseño. Entonces, los resultados obtenidos sólo se pueden interpretar mediante analogías entre una y otra; además la generación de irreversibilidad en el proceso de producción de amoníaco no obedece a un comportamiento de proporcionalidad de las variables de operación de los equipos.

4.6.3 Resultados del cálculo de eficiencia, efectividad, rendimiento y potencial de mejoramiento para la planta de amoníaco a condiciones de operación.

Como anteriormente se dijo, se realizó una comparación de cómo se modifican los índices de comparación que se utilizan para aplicar un análisis de exergia (Capítulo III, sección 3.6).

En este análisis se pretende utilizar el enfoque de sistemas, que parte de una operación unitaria que después es parte de un sub-sistema y finalmente este sub-sistema se integra dentro de un sistema que no se encuentra aislado, por ello se considera que todos los efluentes generados por el sistema en conjunto repercuten de alguna forma al ambiente con el que interactúa.

Como se manifestó en el primer capítulo, esta interacción es lo que liga el concepto de sustentabilidad con el mejor aprovechamiento de la energía y con el método de exergía; éste último indica en que partes del proceso se pierde energía, cuya calidad aún pueda ser aprovechable para ser transformada en otra forma de energía; de esta forma, se aprovecha más la energía y por ende mejora su utilización, motivo por el cual se enfatiza la preservación tanto de combustible como de materia prima; que en el caso analizado es el gas natural.

Por otro lado, al disminuir la cantidad de pérdidas de energía con capacidad de generar algún otro tipo de transformación ó trabajo se evita que esta energía se degrade en el ambiente ocasionando una alteración en el equilibrio ecológico; de esta otra forma el análisis de exergía contribuye a la conservación ambiental.

En la Tabla 18, se presentan el potencial de mejoramiento y los índices de eficiencia, efectividad, rendimiento para cada nivel descrito, así como las variables utilizadas para calcularlos.

Tabla 18. Potencial de mejoramiento, eficiencia, efectividad y rendimiento para los diferentes niveles de análisis de la planta de amoníaco.

Nivel de Análisis	Ex _{tte} MJ/s	Ex _{nts} MJ/s	Irr MJ/s	η	Ex _{nts} MJ/s	ϵ	Efi MJ/s	Pex MJ/s	ξ	Ex _{nts} MJ/s	Pot MJ/s	Ex _{ntp} MJ/s
Equipo: Ref. prim.	1088.13	935.40	152.73	0.8596	276.96	0.4485	19.93	172.66	0.8413	915.47	104.15	124.23
Bloques												
I	833.20	661.27	171.93	0.7937	304.43	0.4352	36.20	208.13	0.7502	625.07	133.30	132.50
II	449.67	443.83	5.84	0.9870	34.02	0.8283	2.78	8.62	0.9808	441.05	3.78	28.18
III	618.42	581.82	36.60	0.9408	102.29	0.6422	12.94	49.54	0.9199	568.88	26.04	65.69
Planta Notas 10 y 11	783.13	568.76	214.37	0.7263	440.74	0.5136	146.42	360.79	0.5393	422.34	250.69	226.37

Nota 10: Para explicar que el valor de la exergía total a la entrada (Ex_{tte}) del reformador es mayor a la de la planta, es necesario recordar que al analizar solamente este equipo, se consideran las corrientes de los servicios que se precalientan en la secciones de convección del reformador, es por ello que el valor de la Ex_{tte} aumenta. Al analizar la planta completa, estas corrientes ya no se consideran debido a que pasan a ser corrientes internas.

Nota 11: El cálculo del potencial de mejoramiento en cada bloque (subsistema) considera todas las corrientes de materia y energía que entran y salen del bloque para obtener la fracción de la exergía neta total suministrada que **no** es requerida por el subsistema para que efectúe su función $(1 - \varepsilon)$. Por lo tanto, cuando dos o más bloques ó subsistemas se integran para formar uno más grande (en este caso los bloques I, II y III se juntan para formar la planta de amoníaco) existen algunas corrientes que dejarán de ser entradas o salidas convirtiéndose en corrientes internas del bloque o sistema integrado, y que en consecuencia no se tomarán en cuenta en el cálculo del potencial de mejoramiento. Por esta razón, la sumatoria del potencial de mejoramiento de cada bloque no coincide con el potencial de mejoramiento de la planta completa.

La nomenclatura de las variables reportadas en la Tabla 24 se encuentra al inicio de este trabajo, mientras que sus definiciones se pueden encontrar en el capítulo II.

De acuerdo a la Tabla 18, las pérdidas de exergía ocasionadas por el reformador primario, representan el 89% de las pérdidas calculadas para el bloque al que pertenece (Bloque I, Reformación de gas natural ó preparación de gas de síntesis), y al integrarlo a la planta completa representa el 71% de la irreversibilidad total. Este mismo comportamiento se encuentra reflejado en el potencial de mejoramiento (Pot), los valores de esta variable cuantifican el valor máximo de exergía perdida que puede ser utilizada ya sea dentro del mismo proceso ó para realizar trabajo en otro sistema independiente del proceso.

Comparando los bloques I, II y III, se observa que las pérdidas de exergía aumentan del bloque II (purificación de gas de síntesis), al bloque III (síntesis de amoníaco) y finalmente, el bloque I (reformación de gas natural) tiene el mayor porcentaje de pérdidas de exergía, que como ya se analizó anteriormente son consecuencia principal de la irreversibilidad generada en el reformador primario.

Debido a que el más representativo para aprovechar las irreversibilidades de cada sección y de la planta es el potencial de mejoramiento (Pot), no se consideró necesario discutir los otros indicadores.

Para que el lector que desee considerar solo la eficiencia termodinámica (η), deberá realizar las comparaciones tomando en cuenta los valores de esta variable. Así el bloque I representaría el que menor eficiencia termodinámica tiene, lo cual hace que repercuta en la misma variable a nivel de planta.

Si se revisa el apéndice D, el lector se podrá dar cuenta, que existen otros equipos, principalmente reactores, intercambiadores de calor y compresores, que contribuyen a aumentar la irreversibilidad del bloque; sin embargo la contribución de cada uno de ellos a la exergía total generada no es tan significativa como la del reformador primario.

Se elaboró un reporte con los resultados mencionados en el párrafo anterior y se puso a consideración del personal ⁵ de operación de la Planta de Amoníaco, quienes verificaron y validaron los resultados, coincidiendo en que el reformador primario presenta problemas operativos; algunos de los cuales se enlistan a continuación:

- se utiliza un exceso de aire para combustión mayor al que teóricamente se recomienda,
- el aire para combustión no se precalienta,
- existen secciones de la chimenea (sección de convección caliente y fría) que necesitan un cambio de aislante refractario,
- en la caldera auxiliar, unida al reformador primario por compartir una parte de la sección de convección fría, presenta una baja eficiencia en la generación de vapor y pérdidas de calor en línea a consecuencia de un mal aislamiento térmico. Además, de que la producción de vapor se encuentra en función de los cambios climáticos que se presentan por la zona.

Por otro lado, existe un factor que hasta el momento no se ha mencionado pero que también es parte del marco de referencia utilizado para realizar este análisis; se consideró de interés tomar en cuenta la tecnología con la que fue construida la planta, mencionando de forma específica y como uno de los ejemplos más significativos, que el reformador primario se diseñó y construyó sin tomar en cuenta la utilización de un medidor de aire para controlar el exceso requerido, tampoco se consideró precalentar este aire como una medida de ahorro de energía. Por otro lado, en cuanto a mantenimiento se refiere, es recomendable verificar periódicamente que el aislamiento del reformador primario se encuentre en buen estado.

La planta de amoníaco analizada inició operaciones en 1981⁶ y fue construida por la compañía Kellogg. Debido a que el amoníaco se produce mediante la reacción Haber-Bosch, las condiciones de temperatura y presión para efectuar la reacción, son aproximadamente de 1473 K y 40,530 kPa (1200 °C y 413 kg/cm²), estas condiciones implican a las del catalizador utilizado para acelerar las diferentes reacciones del proceso. Este hecho, conlleva a reflexionar en la respuesta a las siguientes preguntas:

- ¿la calidad de la energía que se genera en el proceso corresponde a la calidad energética del producto?, y
- ¿la tecnología de los equipos utilizados garantiza una operación en la cual las pérdidas de exergía se disminuyan al máximo?.

Actualmente, ya existen compañías preocupadas en el desarrollo e innovación de nuevas tecnologías enfocadas en la necesidad de responder a los cuestionamientos anteriores. Tecnologías que no solo generan beneficios de

⁵ Superintendencia de producción de PECOSA. En particular al Ing. Salvador Vinay Vadillo.

⁶ Dato reportado en la Memoria de Labores de PEMEX de 1981.

tipo termodinámico sino hasta económicos dentro de un horizonte de planeación establecido.

Por solo citar un ejemplo, durante la investigación realizada para fundamentar esta tesis, se encontró que Syntex, pone a disposición del público en general, sus catalizadores desarrollados para cada una de las reacciones que se llevan a cabo dentro del proceso de producción de amoníaco, proporcionando información sobre sus características y beneficios, tales como actividad del catalizador, resistencia al envenenamiento, selectividad, entre otras. www.syntex.com/ammonia.

Además de seleccionar la tecnología adecuada para disminuir las pérdidas de exergía durante el proceso; se debe considerar que el amoníaco puede ser utilizado como materia prima para la elaboración de otros fertilizantes nitrogenados; por lo cual, es importante seleccionar la ruta ó cadena de producción que no solo disminuya las irreversibilidades del proceso, sino que también el ciclo de vida del producto elaborado sea aprovechado de tal forma que se deseche al medio la menor cantidad de exergía. Esta idea se discutirá en el próximo capítulo como parte del concepto de sustentabilidad.

Regresando al análisis que nos ocupa, es claro que a condiciones de diseño, por sólo citar uno de los tantos puntos en donde se localizaron pérdidas de exergía, el reformador primario ya presenta fugas de exergía. Pérdidas que se incrementan al aumentar la producción de la planta, siendo muy posible, que para lograr este aumento se haya tenido que realizar modificaciones de algunos de los otros equipos de proceso.

Este tipo de problema puede resolverse cambiando el tipo de aislante utilizado; sin embargo, resolver problemas que impliquen una modificación en la secuencia del proceso, se tendrá que utilizar uno de los métodos de optimización desarrollados⁷, ó si es necesario cambiar de tecnología; además es necesario contar con la aprobación de los directivos de la planta para poder implementar las medidas que disminuyan las pérdidas de exergía.

Para ejemplificar el beneficio que ocasionaría aprovechar la exergía de la energía que se fuga en la chimenea del reformador, suponiendo que esta exergía fuera aprovechada por un sistema independiente al proceso, sin alterar las condiciones de operación de la corriente de proceso principal.

En la Tabla 19, se muestra el comportamiento del reformador, del bloque al que pertenece este equipo y finalmente, de la planta completa si los 10.21 MJ/s que se fugan se aprovecharan para generar 10,210 KW-h de electricidad, que bien podría satisfacer una demanda de energía eléctrica en límites de batería o fuera de éstos.

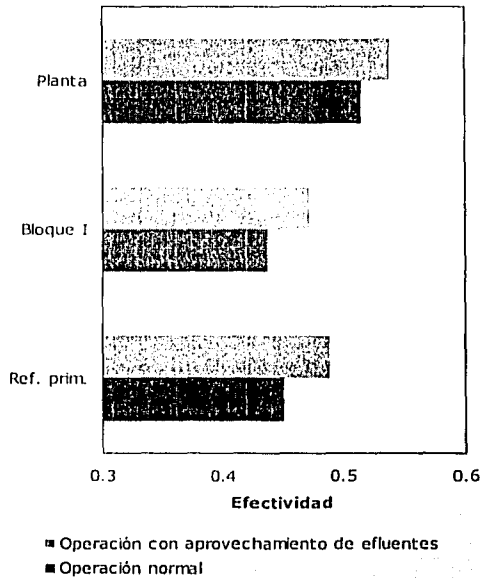
⁷ Durante la revisión bibliográfica realizada para el Estado del Arte de la exergía se encontraron varios artículos que tratan el tema de la optimización utilizando nuevos métodos de cálculo, como lo es la combinación del método pinch y el análisis de exergía que realiza Sorin and Paris, [1999].

Tabla 19. Beneficios generados al aprovechar las fugas de exergía en la sección de convección del reformador primario.

Nivel de Análisi	EX _{ite} MJ/s	EX _{its} MJ/s	Irr MJ/s	η	EX _{nts} MJ/s	η	Efl MJ/s	Pex MJ/s	η	EX _{uts} MJ/s	Pot MJ/s	EX _{ntp} MJ/s
Ref. prim.	1088.13	946.48	141.65	0.8698	276.96	0.4886	20.80	162.45	0.8507	925.68	93.25	135.31
Bloque I	833.20	672.35	160.85	0.8069	304.43	0.4716	37.07	197.92	0.7625	635.28	122.06	143.58
Planta	783.13	579.84	203.29	0.7404	440.74	0.5388	147.29	350.58	0.5523	432.55	241.06	237.45

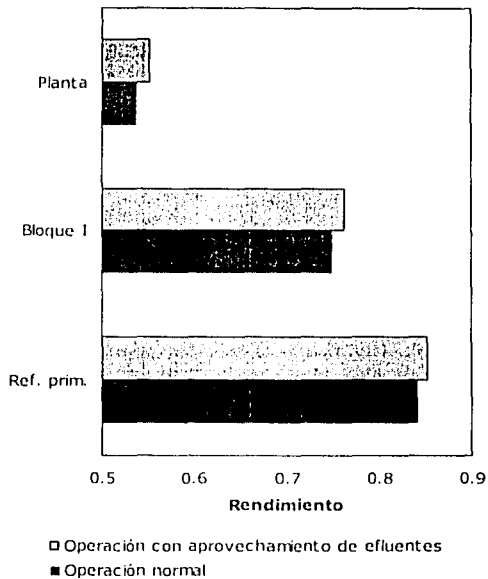
La comparación de los resultados, antes y después de eliminar las fugas de energía del reformador primario se muestran en las Gráficas 6,7,8 y 9.

Gráfica 6. Cambio de la efectividad para el reformador primario

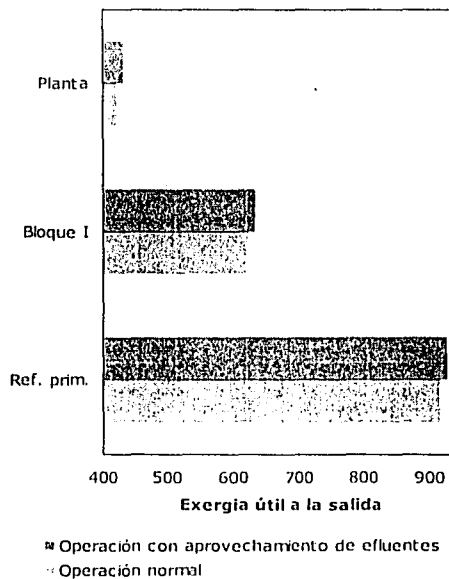


TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Gráfica 7. Cambio del rendimiento para el reformador primario

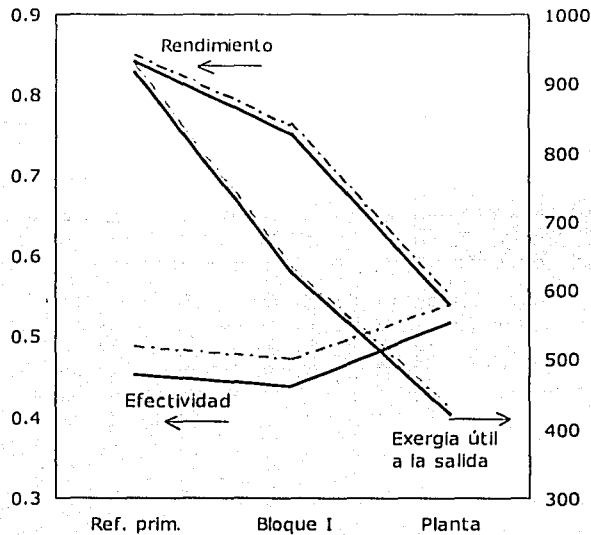


Gráfica 8. Cambio de la exergía útil a la salida para el reformador primario



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Gráfica 9. Efectos ocasionados al disminuir a cero las fugas de energía del reformador primario



Las líneas punteadas corresponden al comportamiento de las variables utilizadas cuando las fugas de energía se disminuyen a cero en la chimenea del reformador, mientras que las líneas sólidas corresponden a las condiciones de operación simuladas, es decir, considerando las fugas.

Se utiliza la efectividad y el rendimiento debido a que éstos parámetros tienen que ver con la operación, en este caso, del equipo analizado, del bloque al pertenece el reformador y de la planta completa.

Como se observa en la Gráfica 6, existe un incremento en la efectividad del reformador que aunque no influye en la efectividad del bloque, sí existe un correspondiente aumento de este parámetro en la planta completa. En cuanto a la ganancia del rendimiento, se aprecia un ligero aumento. Finalmente la exergía útil a la salida aumenta, es decir, existe mayor energía aprovechable para realizar un cambio ó transformación ó simplemente para suministrar un trabajo en términos de energía eléctrica, dependiendo de la calidad de la energía que salga del sistema. Tomar la decisión más conveniente depende de las preferencias de los tomadores de decisión, ya que entre más se enfatice la disminución de pérdidas de exergía ocasionadas por fugas o por efluentes desechados, se obtendrá una mayor exergía útil a la salida aprovechable y en consecuencia, el valor del potencial de mejoramiento disminuirá siempre tendiendo hacia el cero, ya que las únicas pérdidas de exergía o irreversibilidades que difícilmente se evitarían, de acuerdo con la segunda ley

de la termodinámica, son las producidas por la naturaleza propia del proceso, hecho que se encuentra cuantificado con el parámetro de eficiencia exérgica.

Otras corrientes de efluentes que pueden ser aprovechados, son los gases de combustión generados que salen del reformador primario y los efluentes de vapor, de media y baja presión, que se desechan después de operar las turbinas de los compresores.

Como corolario, la única manera de proponer una meta de sustentabilidad de forma tal, que la exergía deseada fuera lo más alta posible, sería con un aprovechamiento de la exergía de los efluentes que no modificara las variables de proceso; considerando que en las condiciones actuales la aprobación de la inversión para modificar este proceso es casi improbable debido a que, como se verá en el siguiente capítulo, el precio del gas natural influye fuertemente a la falta de rentabilidad del proceso.

Finalmente, después de haber identificado que el potencial de mejoramiento más alto se encuentra en el reformador primario, se deberían elaborar propuestas para aumentar y aprovechar la exergía útil a la salida, disminuyendo pérdidas de exergía ocasionadas por la operación del equipo; para posteriormente evaluarlas económica y ambientalmente para su posible implantación. Sin embargo, debido a que la producción de amoníaco nacional es casi nula por los altos costos de la materia prima y combustible (gas natural). Sólo para efectos de análisis, en la siguiente sección se realiza el cálculo de la relación beneficio/costo para este proceso.

4.7 Relaciones beneficio/costo para la planta de amoníaco

En esta sección se compara el incremento de la capacidad de producción de amoníaco, identificada al realizar el balance de materia de la planta a condiciones de diseño y operación, tomando en cuenta que, no obstante, a la posibilidad de que se hubieran modificado algunos equipos para aumentar la capacidad, existe una reducción en la utilización del gas natural seco (CH_4) como materia prima, aunque por cada tonelada de NH_3 producido se encontró un incremento del combustible utilizado (gas natural).

Para realizar el cálculo del beneficio/costo, los precios de venta del NH_3 y de compra de CH_4 para la planta se tomaron de la memoria de labores de PEMEX (2000) y del PEP.

De acuerdo a la sección 4.4, Tabla 15, se tienen los siguientes valores calculados:

Tabla 20. Diferencia de producción de amoníaco, y consumos de gas natural como materia prima y como combustible a condiciones de diseño y operación

Variable	Diseño	Operación	Diferencia Nota 12
Producción:			
Ton NH ₃ /día	1,346	1,445	99
Materia prima:			
m ³ CH ₄ /Ton NH ₃	728.23	709.33	-18.90
Combustible:			
m ³ CH ₄ /Ton NH ₃	438.09	532.05	93.96

Nota 12: Valor de operación menos valor de diseño.

Definiendo como "beneficio" el incremento de la venta del NH₃ y como costo el incremento de gas natural neto (CH₄) para producir dicho incremento en la producción de NH₃, y considerando un precio de venta del amoníaco de 185.34 USD/Ton (USD, 2000) correspondientes a un costo de oportunidad del precio de importación y un costo de gas de 4.34 USD/1000 ft³, también interpretado como costo de oportunidad del precio de importación, se calcula un beneficio de:

$$99 \frac{\text{Ton NH}_3}{\text{día}} \times 185.34 \frac{\text{USD}}{\text{Ton NH}_3} = 18,349 \frac{\text{USD}}{\text{día}}$$

y un costo de:

$$75.06 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas Natural}}{\text{Ton NH}_3} \times 99 \frac{\text{Ton NH}_3}{\text{día}} \times 35.31 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} = 262,386.5 \frac{\text{ft}^3}{\text{día}}$$

$$262.3865 \times 10^3 \frac{\text{ft}^3 \text{GN}}{\text{día}} \times 4.34 \frac{\text{USD}}{\text{ft}^3 \text{GN}} = 1139 \frac{\text{USD}}{\text{día}}$$

Así, la relación beneficio/costo es:

$$\frac{18,349 \text{ USD/día}}{1,139 \text{ USD/día}} = 16.11$$

Paradójicamente puede notarse que aumentar marginalmente la capacidad de producción de NH₃ en 1 tonelada proporciona una relación beneficio/costo muy atractiva, a pesar del incremento de energía (como combustible) proporcionada por el propio gas natural. Lo anterior querría decir que el precio del gas natural para igualar el beneficio podría incrementarse hasta en 16 veces grosso modo, lo cual indica que el valor del producto es mucho más importante que el de la materia prima.

Esta relación beneficio/costo se obtiene así tan alta, no obstante que con este incremento de producción también se incrementan las irreversibilidades a 693 MJ/s equivalentes a 77,053 m³/día de gas natural, equivalentes a 11,809 USD/día.

Así pues, ciertamente desde el punto de vista solamente económico, el incremento de la producción de amoníaco puede ser muy atractivo, pero no cumple, obviamente, con el concepto de sustentabilidad.

En el siguiente capítulo, se analizará el comportamiento del valor agregado del amoníaco, cuando sólo se tiene una planta de este producto, y cuando se incorpora a ésta planta una planta de producción de urea. Todo ello, con el fin de poder concluir en función de la sustentabilidad que originaría, no solamente a nivel de exergía sino también económico y por ende, al disminuir las pérdidas de exergía por efluentes, se favorece la conservación del medio ambiente.

Referencias

Maples, Robert E., 1993, "Petroleum Refinery process economics", Penn Well Books, Tulsa, Oklahoma, pp. 338.

Process Economic Program, PEP YEARBOOK INTERNATIONAL, 2000, Stanford Research Institute, Vol. 1, United States, Max Sacks Editor.

Ramírez Manny Alejandro, 1998, "Estudio técnico-económico para modificar la sección de reformación de la Planta de Amoníaco No. 7 de Cosoleacaque, Ver.", tesis de licenciatura, ingeniería química, Facultad de Química, UNAM.

REID R.C., J.M. PRAUSNITZ, B.E. POLING "The properties of gases and liquids", Fourth edition - Mc Graw-Hill Book Company.

Sorin and Paris, 1999, "Integrated exergy load distribution method and pinch analysis", Computers and Chemical Engineering, 23, 497-507.

The M. W. Kellogg Company. Division of Pullman Incorporated, August, 1979. "Operating Instructions Manual for two plants 1360 metric tons per stream day Ammonia Plants for Petroleos Mexicanos (PEMEX)".

Capítulo V.

Estudio de caso para evaluación. Integración del proceso de producción de amoníaco con el proceso de producción de urea.

Con el fin de demostrar que la disminución de la irreversibilidad y que el análisis exérgico son un instrumento muy importante para obtener un desarrollo sustentable, en este capítulo se han desarrollado varios conceptos interrelacionados.

En efecto, un aspecto importante del desarrollo sustentable es la minimización de irreversibilidades causadas por el uso irracional de los recursos no renovables. Por otro lado, un desarrollo sustentable también se obtiene aumentando el valor agregado de los recursos naturales de forma tal de producir un efecto sinérgico entre trabajo, capital y uso eficiente de energía.

En este capítulo se pretende desarrollar el concepto de sustentabilidad relacionándolo con la disminución de irreversibilidades y consecuentemente, con un uso más eficiente de la energía, así como son el incremento del valor agregado.

Para ello, y puesto que el análisis de exergía que se ha realizado, se refiere a la producción de amoníaco, se pretende integrar en este capítulo la producción de urea.

Tal y como ya se ha demostrado en el capítulo I, entre las condicionantes de un desarrollo sustentable está adquirir un nivel de fertilización adecuado para lograr un incremento de la productividad agrícola y, con ello, disminuir la dependencia actual de las importaciones de fertilizantes nitrogenados.

Sobre todo, se trata de demostrar que no tener en funcionamiento la capacidad instalada de amoníaco, que en 1998 era de 2.51 millones de toneladas por año con una producción de fertilizantes de 1.82 millones de toneladas por año⁸, deja de aportar sus beneficios a la sustentabilidad energética y agrícola del país.

Sustituir el volumen de gas natural (CH₄), producto de alta calidad energética, que podría destinarse a la producción de amoníaco y luego de urea por su utilización como energético, no proporciona el nivel de sustentabilidad que el de la producción de amoníaco y urea.

En la primera parte de esta sección, se realiza una breve descripción del proceso de producción de urea, completándolo con un balance de materia para integrar las plantas de amoníaco y urea.

Enseguida, se intenta demostrar los beneficios de la integración de una cadena de producción gas natural-amoníaco-urea. Particularmente en esa sección los

⁸ Valores obtenidos de la Memoria de Labores de PEMEX 2001.

beneficios exérgicos al demostrar se podrían disminuir las pérdidas de exergía al integrar las plantas.

Por último, se analiza el concepto de valor agregado con el de sustentabilidad y con la disminución de exergía.

En la Figura 10, se esquematiza las interrelaciones de los conceptos que se manejan en esta tesis.

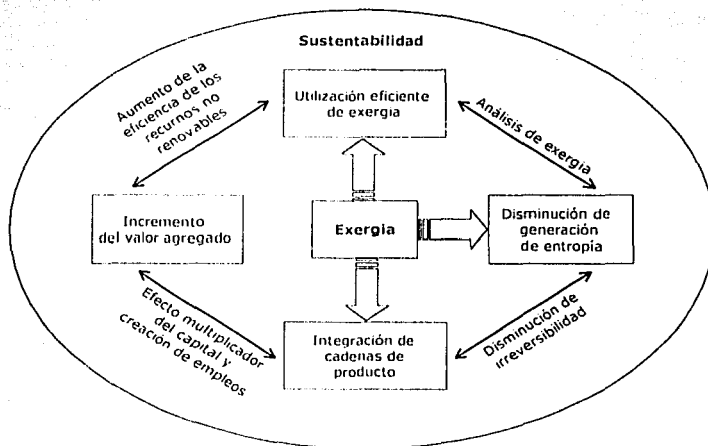
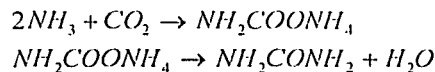


Figura 10. Esquema de integración general

5.1 Breve descripción del proceso de urea

En la actualidad, todos los procesos comerciales de urea están basados en la transformación de amoníaco y dióxido de carbono en carbamato de amonio (reacción exotérmica) con la subsiguiente deshidratación para dar urea (reacción endotérmica), de acuerdo a las siguientes reacciones:



El amoníaco y el dióxido de carbono generalmente están disponibles en el mismo sitio, ya que el dióxido de carbono es un producto secundario de la planta de síntesis de amoníaco.

El CO_2 se comprime cerca de 1,379 kPa (140.61 kg/cm²) y se alimenta en el fondo de un desorbedor a alta presión. El efluente del reactor de síntesis de urea que opera a 1,379 kPa se alimenta cerca del domo del desorbedor. El gas

en la salida del domo del desorberdor se envía a un condensador junto con, si es requerido, una corriente de alimentación de amoníaco líquido fresco, para formar el carbamato de amonio.

El calor liberado se utiliza para generar vapor de baja presión (414 kPa).

El efluente de proceso proveniente del condensador se alimenta al fondo del reactor con una pequeña recirculación de carbamato de amonio.

El efluente del fondo del desorberdor se alimenta a baja presión para quitar los componentes no convertidos de la urea.

La solución de urea resultante se envía a un concentrador de dos pasos a vacío para alcanzar una concentración de 99.7% de urea.

En la Figura 11 se muestra un esquema del proceso de producción de urea.

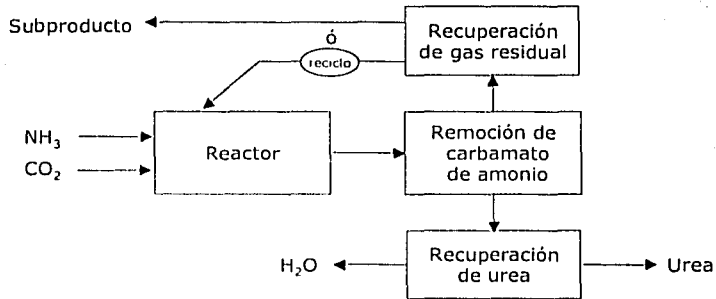


Figura 11. Diagrama de flujo simplificado de la producción de urea

5.2 Balance de materia para la integración de la planta de amoníaco analizada a una planta de urea tipo.

Este balance se realiza con la finalidad de comprobar si las cantidades de amoníaco y dióxido de carbono producidos por la planta de amoníaco satisfacen la materia prima requerida para operar una planta de amoníaco, la cual se selecciona del *Process Economic Program [2000]* (PEP) en función de las toneladas de amoníaco que produce la planta analizada. De la misma referencia, se obtuvieron las relaciones de producción para la urea requeridas para efectuar este balance. Para la producción de amoníaco, se utilizan las relaciones de producción a condiciones de operación calculadas en el capítulo anterior.

La Figura 12, muestra el esquema de integración de ambas plantas.

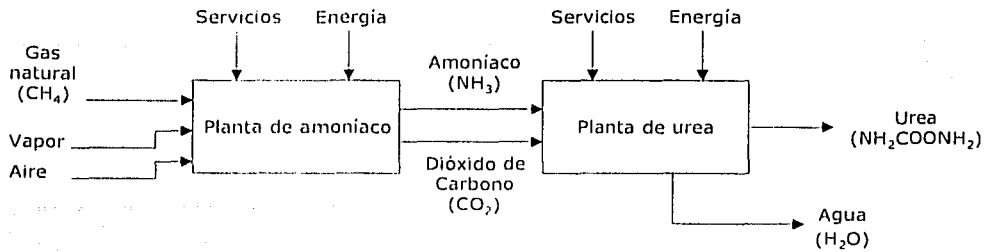


Figura 12. Integración de la planta de amoníaco con una planta de urea

La planta de amoníaco requiere como materia prima:

$$0.47 \frac{\text{Ton } CH_4}{\text{Ton } NH_3} * 1445 \frac{\text{Ton } NH_3}{\text{día}} = 679 \frac{\text{Ton } CH_4}{\text{día}}$$

y como combustible:

$$0.34 \frac{\text{Ton } CH_4}{\text{Ton } NH_3} * 1445 \frac{\text{Ton } NH_3}{\text{día}} = 491 \frac{\text{Ton } CH_4}{\text{día}}$$

De acuerdo al PEP, se requieren 0.57 Ton NH₃/Ton Urea y 0.755 Ton CO₂/Ton Urea, por lo que, los flujos de NH₃ y CO₂ producidos en la planta analizada satisfacen la siguiente producción de urea:

$$1,445 \frac{\text{Ton } NH_3}{\text{día}} * \frac{1 \text{ Ton Urea}}{0.57 \text{ Ton } NH_3} = 2,535 \frac{\text{Ton Urea}}{\text{día}}, \text{ y}$$

$$1,722 \frac{\text{Ton } CO_2}{\text{día}} * \frac{1 \text{ Ton Urea}}{0.755 \text{ Ton } CO_2} = 2,281 \frac{\text{Ton Urea}}{\text{día}}.$$

Realizando un promedio, se tiene que, los flujos de amoníaco y dióxido de carbono pueden satisfacer la demanda para producir aproximadamente 2,400 Ton Urea/día.

Con este dato, se buscó la capacidad de una planta tipo que podría incorporarse a la planta de amoníaco, seleccionándose una planta de urea con capacidad de 860,000 Ton/año, y considerando que opera los 365 días al año, se calcula una capacidad de producción de 2,356 Ton/día.

No está de más comentar que al integrar estas plantas, se requerirá:

$$0.47 \frac{\text{Ton } CH_4}{\text{Ton } NH_3} * 0.57 \frac{\text{Ton } NH_3}{\text{Ton Urea}} = 0.2679 \frac{\text{Ton } CH_4}{\text{Ton Urea}}$$

es decir,

$$2,356 \frac{\text{Ton Urea}}{\text{día}} * 0.2679 \frac{\text{Ton CH}_4}{\text{Ton Urea}} = 631 \frac{\text{Ton CH}_4}{\text{Ton Urea}}$$

Este último es el valor de la cantidad de gas natural como materia prima a utilizar al considerar la integración. En comparación a la cantidad de gas natural como materia prima utilizada solo para producir amoníaco (684 Ton/día), la cantidad requerida de este insumo al integrar la planta de amoníaco a la de urea disminuye.

El suministro de servicios, tales como agua de enfriamiento, vapor y energía eléctrica para la planta de urea quedan fuera del alcance de este análisis.

5.3 Beneficios de la integración de la cadena gas natural - amoníaco - urea

Esta sección presenta la integración de la producción de amoníaco mediante la reformación del gas natural, a la producción de urea; se realiza un balance de materia para verificar si las cantidades de amoníaco y dióxido de carbono producidos satisfacen la demanda de suministros de una planta de urea tipo.

Después, se utiliza parte del trabajo desarrollado por *Sophos [1981]* para fundamentar que el esquema de integración de estos dos procesos conlleva a una disminución de las pérdidas de exergía a nivel operativo en comparación de las pérdidas de exergía de cada uno de éstos en forma individual.

Finalmente, para terminar de mencionar las variables que estructuran la base sobre la cual se fundamenta el concepto de sustentabilidad, propuesto en esta tesis, se utilizan los conceptos de valor del producto, valor agregado y cadena de producción aplicados por *Escobar [1994]* para el análisis de las rutas de producción con mejor desempeño termodinámico, con menor daño al ambiente y con el mejor beneficio económico que conduzcan a la manufactura de bienes y/o servicios de la demanda final.

5.3.1 Beneficios exérgicos. Disminución de las pérdidas de exergía.

Sophos [1981], analizó la tecnología de sistemas de procesos petroquímicos a gran escala, estableciendo criterios que involucraran la eficiencia de la utilización y manejo de la energía. Consideró que la industria petroquímica es un sistema de reacciones químicas que transforman materia prima a productos útiles; por lo que la relaciones estequiométricas existentes en las reacciones fueron tomadas como base para elaborar un modelo lineal del comportamiento de los sistemas analizados. Utilizó los conceptos de disponibilidad termodinámica y trabajo perdido (generación de entropía) para evaluar la operación energética ideal y la real, respectivamente, de los sistemas y,

posteriormente, construyó una función de múltiples objetivos para seleccionar a aquellas de las diferentes tecnologías existentes para producir un mismo producto que cumpliera con tres objetivos: la maximización del cambio de disponibilidad termodinámica, la minimización de la generación de entropía y la minimización del consumo de las corrientes de materia prima y combustible.

Sophos calculó el cambio de la disponibilidad termodinámica y la generación de entropía para 163 tecnologías y 102 productos químicos.

Es conveniente comentar que Sophos trabajó y aplicó el concepto de exergía e irreversibilidad utilizando los términos de disponibilidad termodinámica y trabajo perdido. Por respeto a su trabajo, en los párrafos anteriores se utilizan estos mismo términos para comentar su importante aportación.

Como a continuación se describe, en el presente trabajo se utilizaron los valores propuestos por Sophos para evaluar tanto la exergía como la irreversibilidad de las plantas de amoníaco y urea. Tomando como argumento que estos términos (exergía e irreversibilidad) ya son aceptados mundialmente, en adelante los valores propuestos y utilizados por el autor para evaluar el comportamiento de las plantas involucradas en este trabajo, se referirán y manejarán como exergía e irreversibilidad.

En esta sección se propone evaluar el comportamiento exérgico de una planta de amoníaco cuando opera en forma individual y cuando se une ó se integra a una planta de urea; para comprobar que la suma de las irreversibilidades termodinámicas generadas por a la naturaleza del proceso disminuyen si los productos de la primera planta (en este caso NH_3 y CO_2) se convierten en materia de la segunda para generar un nuevo producto.

Los valores de las propiedades termodinámicas evaluadas por Sophos para el amoníaco producido a partir de la reformación de gas natural y para la producción de urea a partir de la reacción de amoníaco con dióxido de carbono, se presentan en la Tabla 21.

Tabla 21. Valores de exergía consumida e irreversibilidad generada en la producción de amoníaco y urea
Fuente: *Sophos [1981]*.

Tecnología	Exergía Btu/lb	Irreversibilidad Btu/lb
Amoníaco vía reformación de gas natural	-818	6,541
Urea vía NH_3 + CO_2 (STAMICARBON)	-38	1,006

Los valores de exergía e irreversibilidad presentados en la tabla anterior, consideran la estequiometría de las reacciones, y de acuerdo a lo expuesto por Sophos, ya se incluyen todas las materias primas requeridas para obtener el producto en función de la tecnología indicada.

Los valores de la Tabla 21 se utilizan en combinación con las relaciones de materia – producto, reportadas en el PEP, para calcular el valor de los índices a utilizar para efectuar el análisis de la integración de las plantas.

Interpretando el signo negativo de los valores de exergia como la exergia consumida durante el proceso; se calculan dos relaciones para posteriormente compararlas entre sí.

La primera se refiere a la exergia que se consume al producir una tonelada de amoníaco cuando trabaja de forma independiente.

La segunda relación considera la integración de la planta de amoníaco a la planta de urea, es decir, los productos de la primera (NH_3 y CO_2) se conviertan en las materias primas de la segunda; por lo que se calcula un índice para el consumo de exergia en función de las toneladas de amoníaco y otro en función de las toneladas de dióxido de carbono.

Para la producción de amoníaco se tiene:

$$-818 \frac{\text{Btu}}{\text{lb NH}_3} * \frac{2,205 \text{ lb NH}_3}{1 \text{ Ton NH}_3} * \frac{1 \text{ MJ}}{947.82 \text{ Btu}} = -1,903 \frac{\text{MJ}}{\text{Ton NH}_3}$$

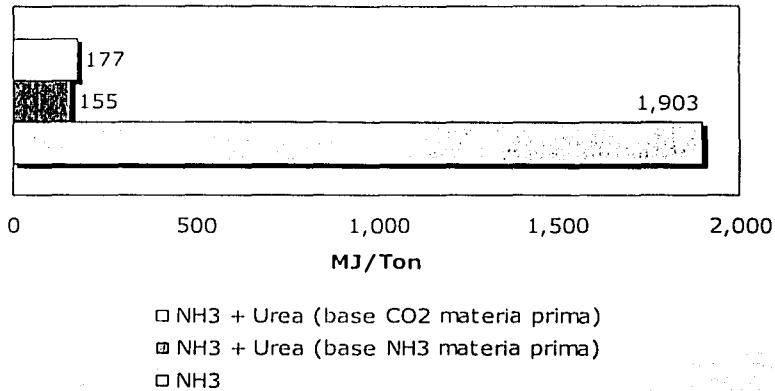
Para la producción de urea, la exergia consumida

$$-38 \frac{\text{Btu}}{\text{lb Urea}} * \frac{2,205 \text{ lb Urea}}{1 \text{ Ton Urea}} * \frac{1 \text{ Ton Urea}}{0.57 \text{ Ton NH}_3} * \frac{1 \text{ MJ}}{947.82 \text{ Btu}} = -155 \frac{\text{MJ}}{\text{Ton NH}_3}$$

$$-38 \frac{\text{Btu}}{\text{lb Urea}} * \frac{2,205 \text{ lb Urea}}{1 \text{ Ton Urea}} * \frac{1 \text{ Ton Urea}}{0.755 \text{ Ton CO}_2} * \frac{1 \text{ MJ}}{947.82 \text{ Btu}} = -177 \frac{\text{MJ}}{\text{Ton CO}_2}$$

De acuerdo a los resultados anteriores, no obstante, a que el proceso de urea vía reacción de NH_3 y CO_2 con tecnología STAMICARBON, por sí solo consume una menor cantidad de exergia, en el primero de los casos 10 veces menor, en comparación a la producción de amoníaco vía reformación de gas natural y viceversa, al considerar que ambas plantas están integradas, el valor de la exergia neta consumida disminuye. Por los resultados, se puede decir que las plantas en conjunto consumen aproximadamente un 10% de la exergia consumida solo en la producción de amoníaco; por lo cual se puede inferir que la utilización de la exergia cuando las plantas trabajan en combinación aumenta, hecho que se verificará con los siguientes cálculos. En la Gráfica 10 se aprecian los resultados de forma más contundente.

Gráfica 10. Consumo de exergia para una planta de amoníaco operando en forma individual e independiente en comparación con una planta de amoníaco operando de forma integrada a una planta de urea.



Por otro lado, para realizar el análisis en función de la generación de entropía o de la irreversibilidad inherente a la naturaleza de los procesos, se procede en calcular las mismas relaciones anteriores, sólo que ahora utilizando los valores de generación de entropía reportados.

Para la producción de amoníaco, considerando que la planta opera de forma independiente:

$$6,541 \frac{\text{Btu}}{\text{lb NH}_3} * \frac{2,205 \text{ lb NH}_3}{1 \text{ Ton NH}_3} * \frac{1 \text{ MJ}}{947.82 \text{ Btu}} = 15,217 \frac{\text{MJ}}{\text{Ton NH}_3}$$

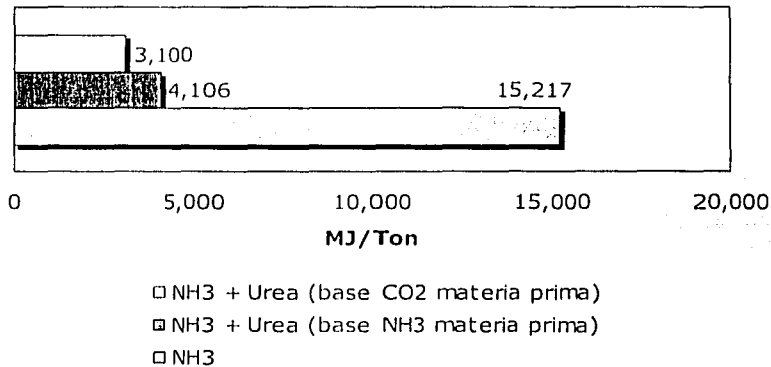
Y para el caso cuando se integran las plantas:

$$1,006 \frac{\text{Btu}}{\text{lb Urea}} * \frac{2,205 \text{ lb Urea}}{1 \text{ Ton Urea}} * \frac{1 \text{ Ton Urea}}{0.57 \text{ Ton NH}_3} * \frac{1 \text{ MJ}}{947.82 \text{ Btu}} = 4,106 \frac{\text{MJ}}{\text{Ton NH}_3}$$

$$1,006 \frac{\text{Btu}}{\text{lb Urea}} * \frac{2,205 \text{ lb Urea}}{1 \text{ Ton Urea}} * \frac{1 \text{ Ton Urea}}{0.755 \text{ Ton CO}_2} * \frac{1 \text{ MJ}}{947.82 \text{ Btu}} = 3,100 \frac{\text{MJ}}{\text{Ton CO}_2}$$

Como puede observarse, cuando la planta de amoníaco trabaja de forma independiente, se presenta una mayor generación de irreversibilidad que cuando se trabaja de forma integrada. Es decir, si la plantas operan juntas, la irreversibilidad se disminuye en aproximadamente 80%. Ver Gráfica 11.

Gráfica 11. Irreversibilidad generada para una planta de amoníaco operando en forma individual e independiente en comparación con una planta de amoníaco operando de forma integrada a una planta de urea.



5.3.2 Beneficios económicos. Valor agregado del amoníaco producto y la urea.

Esta sección parte de la definición de los conceptos a utilizar para evaluar los beneficios económicos que conlleva la integración de las plantas amoníaco – urea. Posteriormente, los resultados de esta sección se juntan con los de la sección anterior para concluir en términos de la sustentabilidad.

Valor de producto es la suma de los costos de producción de un proceso para producir un producto dado incluyendo un porcentaje fijado exógenamente del llamado retorno de la inversión (ROI) que es la inversión efectuada para una planta de una cierta capacidad, de tal manera que:

$$\frac{\text{Ganancias}}{\text{Inversión}} = \%ROI \quad (22)$$

Valor agregado: es por definición el valor del producto, al cual se llega sumando las contribuciones de sus componentes en toda la cadena de producción, sustrayendo las materias primas que entra del exterior de la cadena y sumando el valor de mercado de los co-productos que se generan dentro de la cadena de producción.

Cadena de producción: es el conjunto de productos y procesos que a partir de una materia prima dada conducen a un producto específico de forma integrada, es decir, no aisladamente.

El presente cálculo contiene el cálculo del valor agregado (VA) del amoníaco con el fin de utilizarlo como un indicador de la sustentabilidad.

Los correspondientes porcentajes de los costos de producción con respecto al valor del costo de producción total de amoníaco utilizando la tecnología Kellogg's, se obtienen del (PEP); así como la respectiva inversión que se realiza para instalar una planta con una capacidad similar a la de la planta de amoníaco que estamos analizando. Estos valores servirán para calcular cada uno de los elementos que integran el valor agregado.

De acuerdo al PEP, una planta con una capacidad similar a la que estamos estudiando requiere de una inversión de 205.6×10^6 USD y fijando un retorno de la inversión (ROI) del 15% anual, las ganancias serán:

$$0.15 \times 205.6 \times 10^6 \text{ USD} = 30.84 \text{ USD/año}$$

$$30.84 \times 10^6 \text{ USD/año} / (1,445 \text{ Ton/día} \times 365 \text{ días/año}) = 58.47 \text{ USD/Ton NH}_3 = 0.5847 \text{ centavos de USD/Ton NH}_3.$$

El valor de la ROI que se requiere es aproximadamente el 50% del costo total de producción reportado en el PEP, por lo tanto, los costos de producción que se utilizan para calcular el valor agregado del amoníaco se reportan en la Tabla 22.

Tabla 22. Porcentajes del costo de producción y valor del producto para el amoníaco

	Costos de producción reportados en el PEP %	Valor del Producto %
Materia prima	21.0	14.0
Combustible	16.0	10.7
Mantenimiento ^{Nota 13}	6.0	4.0
Operación ^{Nota 14}	8.5	5.7
Gastos Generales y de venta	14.6	9.7
Depreciación	33.9	22.6
ROI 15% ^{Nota 15}	---	33.3
Costo total de producción	100.0	---
Valor del producto	---	100.0

Nota 13: Los costos de mantenimiento incluyen mano de obra y materiales

Nota 14: Los costos de operación incluyen mano de obra, suministros y laboratorios de control.

Nota 15: Costo total de producción + ROI = Valor del producto.

Para hacer explícito el valor del producto en USD (2000), se utiliza las relaciones de producción obtenidas para la planta de amoníaco analizada y el precio de importación del gas natural⁹.

Para el gas natural utilizado como materia prima:

$$709.33 \frac{m^3 CH_4}{Ton NH_3} \times 1.445 \frac{Ton}{día} \times 35.31 \frac{ft^3}{m^3} \times 4.34 \frac{USD}{1000 ft^3} = 157,074 \frac{USD(2000)}{día}$$

Para el gas natural utilizado como combustible:

$$532.05 \frac{m^3 CH_4}{Ton NH_3} \times 1.445 \frac{Ton}{día} \times 35.31 \frac{ft^3}{m^3} \times 4.34 \frac{USD}{1000 ft^3} = 117,817 \frac{USD(2000)}{día}$$

En la Tabla 23 se encuentran desglosados los valores del producto en USD/día y en USD/Ton NH₃.

**Tabla 23. Valor del producto para el amoníaco
expresado en USD (2000)/día y en USD (2000)/Ton NH₃**

	Valor del Producto %	Valor del Producto USD (2000)/día	Valor del Producto USD (2000)/Ton NH ₃
Materia prima	14.0	157,074	108.7
Combustible	10.7	117,817	81.5
Subtotal	24.7	274,891	190.2
Mantenimiento	4.0	44,517	30.8
Operación	5.7	63,436	43.9
Gastos generales y de venta	9.7	107,953	74.7
Depreciación	22.6	251,520	174.0
ROI 15%	33.3	370,602	256.4
Valor del producto	100.0	1,112,919	770.0

Considerando que la planta de amoníaco analizada ya se encuentra depreciada, el valor del producto ó el precio de venta es:

$$1,112,919 - 251,520 = 861,399 \text{ USD (2000)/día ó}$$

$$770.0 - 174.0 = 596.0 \text{ USD(2000)/Ton NH}_3$$

El precio de venta del amoníaco de importación es de 185.34 USD/Ton NH₃, si comparamos el valor del producto (596 USD/Ton NH₃) obtenido con el precio de importación, se puede concluir que:

⁹ El precio unitario de importación del gas natural como el del amoníaco se calcularon a partir de los valores reportados en la Memoria de Labores de PEMEX 2001. Se utilizó este precio debido a que representa el valor más alto al que se pueden adquirir ambos productos.

- a. El precio de venta del amoníaco es 3 veces más alto que el precio unitario del gas natural (CH_4) como materia prima y como combustible.
- b. El valor del producto sin incluir la depreciación también es 3 veces más alto que el precio de venta de importación.

Desde el punto de vista de costos, existen diferentes oportunidades para reducir éstos, que pueden enumerarse como sigue:

- a) Conseguir un mejor uso de la energía reduciendo la cantidad de gas natural utilizado como combustible.
- b) Proporcionar al amoníaco la importancia estratégica que posee como precursor de fertilizantes nitrogenados y reducir el costo de gas natural (CH_4) cuando su uso sea no energético.
- c) Reducir los gastos generales y de ventas.
- d) Reducir el porcentaje de ROI (15%) a obtenerse de la producción de amoníaco a un costo de oportunidad más cercano al valor estratégico del amoníaco.

Considerando que la Tabla 23 contiene los elementos necesarios para calcular el valor agregado del amoníaco, en la Tabla 24 muestran aquellos que permiten calcular el valor agregado del amoníaco.

Tabla 24. Valores explícitos para el valor agregado del amoníaco

Elemento del valor agregado	USD (2000)/día	USD (2000)/Ton NH_3	%
Combustible	117,817	81.5	16.7
Mantenimiento	44,517	30.8	6.3
Operación	63,436	43.9	9.0
Gastos generales y de venta	107,953	74.7	15.4
ROI (15%)	370,602	256.4	52.6
Valor agregado	704,325	487.3	100.0

Este valor agregado sólo puede compararse con la alternativa de integrar a la planta de amoníaco la planta de urea.

Antes de calcular el valor agregado para la urea, se verifica que los flujos de materia tanto del amoníaco como el del CO_2 producidos por la planta de amoníaco satisfacen los flujos de materia prima necesarios para integrar una planta de urea.

Las relaciones de producción para la planta de urea se toman del PEP. Estos valores se encuentran listados en la Tabla 25.

Tabla 25. Relaciones de producción para una planta de 860×10^3 Ton Urea/año

0.57 Ton NH ₃ /Ton Urea
0.755 Ton CO ₂ /Ton Urea
78 m ³ de agua de enfriamiento/Ton Urea
0.93 Ton Vapor/Ton Urea
0.08 m ³ Agua de enfriamiento/Ton Urea
22 KWh/Ton Urea

Capacidad de la planta teórica 860×10^3 Ton /año.

Materia prima:

$0.47 \text{ Ton CH}_4/\text{Ton NH}_3 \times 1,445 \text{ Ton NH}_3/\text{día} = 679 \text{ Ton CH}_4/\text{día}$

Para el combustible:

$0.34 \text{ Ton CH}_4/\text{Ton NH}_3 \times 1,445 \text{ Ton NH}_3/\text{día} = 491.3 \text{ Ton CH}_4/\text{día}$

Para verificar la capacidad de la planta:

$[1/(0.57 \text{ Ton NH}_3/\text{Ton Urea})] \times 1,445 \text{ Ton NH}_3/\text{día} = 2,535 \text{ Ton Urea/día}$

$[1/(0.755 \text{ Ton CO}_2/\text{Ton Urea})] \times 1,722 \text{ Ton CO}_2/\text{día} = 2,281 \text{ Ton Urea/día}$

Energía y servicios:

$532.05 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{Ton NH}_3 \times 1,445 \text{ Ton NH}_3/\text{día} = 768,812 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{día}$

$0.93 \text{ Ton Vapor/Ton Urea} \times 2,356 \text{ Ton Urea/día} = 2,191 \text{ Ton Vapor/día}$

$22 \text{ kW-h/Ton Urea} \times 2,356 \text{ Ton Urea/día} = 51,832 \text{ kW-h/día}$

$2,356 \text{ Ton Urea/día} \times 0.755 \text{ Ton CO}_2/\text{Ton Urea} = 1,779 \text{ Ton CO}_2/\text{día}$

$0.47 \text{ Ton CH}_4/\text{Ton NH}_3 \times 0.57 \text{ Ton NH}_3/\text{Ton Urea} = 0.2679 \text{ Ton CH}_4/\text{Ton Urea}$

$2356 \text{ Ton Urea/día} \times 0.2679 \text{ Ton CH}_4/\text{Ton Urea} = 631.17 \text{ Ton CH}_4/\text{día}$

Para calcular el valor agregado de la urea, se procede con la misma metodología empleada para el amoníaco. Recordemos que este cálculo se hará para la suposición de integrar un complejo productor de amoníaco, dióxido de carbono y urea partiendo de una única materia prima, el gas natural. Proceso STAMICARBON.

Para la capacidad de la planta de urea seleccionada, se requiere una inversión de 120.50×10^6 USD.

El valor de ROI se asignará el mismo que para la planta de amoníaco (15%).

Ganancias = $0.15 \times 120.5 \times 10^6 = 18.075 \times 10^6$ USD/año
 18.075×10^6 USD/año / 860×10^3 Ton Urea/año = 21.01 USD/Ton Urea

Valor que se traduce a 2.1 centavos USD/kg, este valor representa el 20% del costo total de producción, el 20% del costos total de producción reportados en el PEP.

Tabla 26. Porcentajes del costo de producción y valor del producto para la urea

	Costos de producción reportados en el PEP %	Valor del Producto %
Materia prima	59.75	49.80
Servicios	8.56	7.14
Costos directos ^{Nota 16}	5.80	4.84
Gastos Generales y de venta	12.47	10.39
Depreciación	13.42	11.18
ROI 15% ^{Nota 3}	---	16.65
Costo total de producción	100.00	---
Valor del producto	---	100.00

Nota 16: Se incluye mantenimiento y operación.

Tomando como precio del amoníaco 770 USD (2000)/Ton NH₃, Tabla 23, se tiene:

0.57 Ton NH₃/Ton Urea x 860×10^3 Ton Urea/año x 770 USD (2000)/Ton NH₃ x 1 año/365 días = 1,034,120 USD (2000)/día

$1,034,120$ USD (2000)/día / $[(860 \times 10^3 \text{ Ton Urea/año}) (1 \text{ año}/365 \text{ días})] = 438.90$ USD (2000)/Ton Urea.

Tabla 27. Valor del producto para la urea expresado en USD (2000)/día y en USD (2000)/Ton Urea

	Valor del Producto %	Valor del Producto USD (2000)/día	Valor del Producto USD (2000)/Ton Urea
Materia prima	49.80	1,034,120	438.90
Servicios	7.14	148,265	62.93
Subtotal	56.94	1,182,385	501.83
Costos directos	4.84	100,505	42.66
Gastos generales y de venta	10.39	215,753	91.57
Depreciación	11.18	232,158	98.53
ROI 15%	16.65	345,745	146.74
Valor del producto	100.00	2,076,546	881.33

Finalmente, el valor agregado de la urea, como producto final de la cadena de producción Gas Natural - Amoníaco - Urea, es de 756.59 USD (2000)/Ton Urea. Ver Tabla 28.

Tabla 28. Valores explícitos para el valor agregado de la urea, considerando la integración de la planta de amoníaco

Elemento del valor agregado	USD (2000)/día	USD (2000)/Ton Urea	%
Servicios	266,082	144.46	18.92
Costos directos	208,454	117.36	14.82
Gastos generales y de venta	215,753	91.57	15.33
ROI (15%)	716,335	403.20	50.93
Valor agregado	1,406,624	756.59	100.00

De las Tablas 24 y 28 se puede observar que al incorporar la planta de amoníaco a la planta de urea, el valor agregado de la urea es 1.55 veces el valor agregado del amoníaco.

Con objeto de realizar comparaciones, utilizando los valores establecidos por Sophos (Tabla 21) para la exergia, se puede observar que por cada unidad de trabajo máximo útil existe una relación de 4.88 USD (2000) para la urea. Asimismo, se calcula 3.90 USD (2000) por cada unidad de trabajo útil utilizado para elaborar amoníaco (expresado en MJ). Existe por lo tanto, un incremento de 0.98 USD (2000) por cada tonelada de urea.

Estos valores, dan una idea de los beneficios, no solo económicos sino también para el mejor uso y aprovechamiento de la energía, involucra integrar procesos, pues es el valor económico proveniente de un trabajo útil aprovechado.

Referencias

Cornelissen, Reinerus Louwrentius, 1997 "Thermodynamics and sustainable development. The use of exergy analysis and the reduction of irreversibility", Enschede, Países Bajos.

Escobar, C., Rodríguez, J., 1994, "Metodología para la evaluación de tecnologías en plantas de proceso utilizando un sistema computacional y su aplicación al cálculo del valor agregado en cadenas petroquímicas", Revista IMIQ, Año XXXV, Vol. 4, pp. 10-29.

Escobar, Carlos. "Rutas tecnológicas de uso eficiente de energía para la Industria Petroquímica Mexicana", 1991, Dynamis. Boletín de Energía de la UNAM. Programa Universitario de Energía. Mayo-Agosto., México, D.F.

Memoria de Labores de Petróleos Mexicanos 2001.

"Process Economic Program", PEP YEARBOOK INTERNATIONAL, 2000, Stanford Research Institute, Vol. 1, United States, Max Sacks Editor.

Sophos, Anastassios, 1981, "Multiobjective analysis and planning of the petrochemical industry and the synthesis of distillation sequences with energy integration schemes", Tesis de Doctorado, Universidad de Minesota.

Conclusiones Generales.

Durante el desarrollo de la presente tesis en cada capítulo y dentro de éstos, en algunas secciones, se han planteado afirmaciones y proposiciones que podrían ya considerarse como conclusiones y recomendaciones particulares.

En esta última parte se pretende recopilar algunas de aquellas que, por su importancia, es necesario enfatizar.

1. Sustentabilidad y exergia son conceptos que simultáneamente se retroalimentan. A mayor trabajo útil aprovechado (exergia) mayor sustentabilidad. Esta afirmación puede extenderse a todo el ciclo de vida de productos y procesos.

Para el caso del amoníaco, es importante aprovechar integralmente la capacidad instalada para generar una mayor producción, disminuir importaciones e inducir la producción nacional de fertilizantes.

También, a mayor nivel de fertilización en el país, existirá una mejor productividad agrícola y con ello se contribuirá para aportar nutrientes que eleven la sustentabilidad.

Por otra parte, para incrementar la producción de amoníaco parece necesario diferenciar el precio del gas natural (metano) como materia prima y como energético, cuestión que se efectúa en otros países. Esto debe conducir a definir con mayor realismo el concepto de costo de oportunidad, cuando se trate de decisiones estratégicas como la propuesta.

Para ello podría realizarse una comisión de estudio entre la Comisión Reguladora de Energía, la Secretaría de Energía, PEMEX Gas y Petroquímica Básica y PEMEX Petroquímica con el fin de establecer precios de transferencia para lo propuesto en el párrafo anterior.

2. Los análisis exérgicos, como el realizado en la presente tesis, no son muy comunes. En la literatura especializada existen publicaciones que utilizan el concepto de exergia aplicado sobre todo a la transformación de la energía, pero no muchos se dedican a examinar procesos con tal concepto.

Es necesario reconocer, sin embargo que otros trabajos utilizan el enfoque de primera y segunda ley sin desarrollar totalmente la potencialidad de éstas, que hubiera podido resumirse en el concepto genérico de exergia y su aplicación para el uso eficiente de la energía.

3. Al estudiar la planta de amoníaco de PECOSA como caso de estudio para la aplicación del análisis de exergia, fue necesario reproducir cuidadosamente la información proporcionada por esta empresa. Para ello durante un largo tiempo se utilizó el paquete de simulación PROSIM PLUS. Como resultado de la simulación se generó el balance de materia

- y energía; datos utilizados para calcular el balance de entalpia, entropia y exergia. El análisis se llevó a cabo a 3 niveles distintos, por equipo, por bloque y por planta, utilizando condiciones de diseño y operación.
4. La comparación de la planta de amoníaco a condiciones de diseño contra las de operación, de acuerdo a los balances de materia, entalpia y entropia, se encontró que su comportamiento es muy similar entre ambas condiciones. Por este motivo se decidió presentar en este trabajo el cálculo de los parámetros de eficiencia exérgica sólo para las condiciones de operación.

El resultado de aplicar un balance de exergia por cada nivel definido, para este caso, fue observar que la exergia neta total producida, variable que se comprende como la exergia necesaria requerida por el proceso para efectuarse, en el reformador primario fue de 151.86 MJ/s de un total de 213.50 MJ/s calculado para la planta completa. Esto indica que aproximadamente el 55% de la toda la exergia requerida para efectuar este proceso se requiere en el reformador primario. Además, la irreversibilidad del reformador representa el 70% de toda la irreversibilidad que se genera al operar la planta. Estos mismos resultados se encuentran reflejados en el potencial de mejoramiento.

Operativamente, algunos aspectos que contribuyen a que el reformador primario tenga fugas de exergia son: a) la falta de mantenimiento general y b) la omisión de algunas de las técnicas ya establecidas para ahorrar y mejorar el uso de la eficiencia térmica de los combustibles, como lo es el precalentamiento del aire requerido para efectuar la combustión. Este último, disminuiría la irreversibilidad producida durante la reacción de combustión, disminuyendo la diferencia de temperatura existente entre la corriente mezclada de aire - combustible y la temperatura de flama adiabática correspondiente.

5. Los resultados de la eficiencia exérgica (η) no muestran una tendencia clara de la integración secuencial del proceso, debido a que sólo analiza el comportamiento termodinámico del bloque o subsistema para el que es calculado. Sin embargo, se observó que a pesar de que los bloques I, II y III tengan una eficiencia del 79 al 94%, la planta en general presenta una eficiencia aproximadamente del 73%.

En cuanto a los resultados de la efectividad (ε), se observó que esta variable sí refleja el desperdicio de exergia que existe en el reformador primario, afectando no solamente al bloque I (al cual pertenece) sino también a toda la planta.

En cambio, el rendimiento (ξ) refleja la fracción de la exergia total que entra a un bloque o subsistema que después de haber realizado la operación requerida queda disponible para efectuar otro trabajo útil. Por este motivo, los valores de esta variable para el reformador primario y

los bloques I, II y III presentan valores entre el 75 al 98%; estos bloques o subsistemas se analizaron como unidades independientes. Sin embargo, el valor que reportado para la planta completa es aproximadamente del 54%. En este caso, los bloques anteriores ya no son unidades aisladas, sino que ahora forman parte de una secuencia de proceso.

6. Como anteriormente se mencionó, se observó un incremento marginal en la capacidad de producción. Como era de esperarse, la cantidad de gas combustible aumentó. Sin embargo, cuando se comparan los aumentos unitariamente (por tonelada de amoníaco producida), el efecto global es que se consume más gas natural combustible que el calculado para condiciones de diseño.

Es importante señalar que el aumento marginal de la producción de amoníaco y por lo tanto de su venta, paradójicamente paga sobradamente el incremento en el consumo de gas natural como combustible hasta el límite en que este incremento en la capacidad de producción respecto a la de diseño pueda realmente ocurrir. Sin embargo este incremento, respecto al de la energía, no es sustentable.

7. De acuerdo a los resultado obtenidos, tanto la exergía requerida para efectuar la operación de la planta de amoníaco así como la irreversibilidad generada disminuyen al integrar la planta de amoníaco con la de urea. Es decir, si la planta de amoníaco operara de forma individual e independiente gastaría 1,903 MJ/Ton NH_3 de exergía y se produciría una irreversibilidad de 15,217 MJ/Ton NH_3 . En cambio, si la planta de amoníaco se integra a una planta de urea, la exergía requerida para operar es de 155 MJ/Ton NH_3 generándose una irreversibilidad de 4,106 MJ/Ton NH_3 . Sólo se utilizaría un 10% de la exergía requerida por la planta de amoníaco operando de forma individual generándose un 26% de irreversibilidad.
8. Es importante hacer énfasis en que no solamente esta integración disminuye la irreversibilidad sino también aumenta el valor agregado y con ello la producción agrícola, el empleo, el efecto multiplicativo del capital y el producto interno bruto sectorial. El valor agregado del amoníaco es de 487.30 USD (2000)/Ton NH_3 mientras que el de la urea es de 756.56 USD(2000)/Ton NH_3 .
9. Los conceptos de ciclo de vida y contaminación no se trataron a profundidad. Sin embargo, la utilización de amoníaco para producir urea ó para aplicarse directamente en los campos agrícolas como fertilizante, ya que su disposición final como producto, se integra a la tierra en beneficio de una mejor calidad de producción agrícola. Siendo así, que la alteración del equilibrio ecológico sea nula, ya que las cosechas toman el nitrógeno de la tierra para incorporarlo a su estructura vegetal (la planta

sintetiza el nitrógeno en proteínas, ácidos nucleicos y otros compuestos nitrogenados).

En cambio si el amoníaco se utiliza para fabricar otros productos, como el acrilonitrilo o el ácido nítrico, se debe considerar un tratamiento previo para que su disposición final no repercuta en su entorno.

Finalmente y aunque parezca que este trabajo termina, no hay que olvidar que aún faltan por realizar propuestas viables para mejorar el uso de la energía aplicando el concepto de exergia para la producción de amoníaco.

Tal vez modificar la secuencia del proceso y por ende el esquema de integración térmica de las corrientes no resulte viable actualmente considerando nuestro entorno político y económico aun después de haberlo demostrado con algún método de optimización.

No obstante, se pueden realizar análisis para proponer, seleccionar e implementar mejoras en puntos más específicos del proceso; siendo deseable que este trabajo se efectúe en forma conjunta con las personas encargadas de tomar decisiones para lograr la parte de implementación.

Uno de los principales puntos de interés es el desarrollo de nuevos catalizadores capaces de iniciar las diferentes reacciones que se efectúan en la proceso a condiciones de presión y temperatura por debajo de los valores establecidos. Esto implica inherentemente una disminución de pérdidas de exergia. Como mera referencia pueden consultar la página electrónica www.syntex.com.

Por otro lado, tampoco hay que olvidar que se pueden mejorar el diseño mecánico de los compresores y turbinas (revisando el motor y los álabes), y de los reactores (principalmente los que utilizan quemadores a fuego directo).

Estas sólo son algunas de las posibilidades que aún quedan por analizar para este proceso y que este trabajo no alcanzó a contemplar.

Apéndice A.

**Publicaciones.
(1995-2002)**

Publicaciones 2002.

Badescu V., December 2002, <i>First and second law analysis of a solar assisted heat pump based heating system</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 18, pp. 2539-2552.
Bisio G.; Tagliafico L., 2002, <i>On the recovery of LNG physical exergy by means of a simple cycle or a complex system</i> , Exergy, Vol. 2, No. 1, pp. 34-50.
Budek, A; Markowski, M, 2002, <i>Analysis of exergy losses for improvement of the existing cryogenic system in the case of olefin plant</i> , Inzynieria Chemiczna I Procesowa, Vol. 23, No. 2, pp. 277-290.
Can A.; Buyruk E.; Eryener D., 2002, <i>Exergoeconomic analysis of condenser type heat exchangers</i> , Exergy, Vol. 2, No. 2, pp. 113-118.
Cengel, YA, 2002, <i>Examining the merging and splitting processes in daily life in the light of exergy</i> , Exergy, Vol. 2, No. 3, pp. 128-134.
Cerci Y., 1 March 2002, <i>Exergy analysis of a reverse osmosis desalination plant in California</i> , Desalination, Vol. 142, No. 3, 257-266.
Cervantes J.G.; Torres-Reyes E., August 2002, <i>Experiments on a solar-assisted heat pump and an exergy analysis of the system</i> , Applied Thermal Engineering, Vol. 22, No. 12, pp.1289-1297.
Chan S.H.; Low C.F.; Ding O.L., 1 January 2002, <i>Energy and exergy analysis of simple solid-oxide fuel-cell power systems</i> , Journal of Power Sources, Vol. 103, No. 2, pp. 188-200.
Chengqin R.; Nianping L.; Guangfa T., November 2002, <i>Principles of exergy analysis in HVAC and evaluation of evaporative cooling schemes</i> , Building and Environment, Vol. 37, No. 11, pp. 1045-1055.
Cornelissen R.L.; Hirs G.G., June 2002, <i>The value of the exergetic life cycle assessment besides the LCA</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9, pp. 1417-1424.
Cornelissen R.L.; Hirs G.G., June 2002, <i>The value of the exergetic life cycle assessment besides the LCA</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9, pp. 1417-1424.
Debeljak M., 1 July 2002, <i>Applicability of genome size in exergy calculation</i> , Ecological Modelling, Vol. 152, No. 2, pp. 103-107.
Dentice d'Accadia M.; Fichera A.; Sasso M.; Vidiri M., 2 March 2002, <i>Determining the optimal configuration of a heat exchanger (with a two-phase refrigerant) using exergoeconomics</i> , Applied Energy, Vol. 71, No. 3, pp. 191-203.
Dewulf, JP; VanLangenhove, HR., 2002, <i>Quantitative Assessment of Solid Waste Treatment Systems in the Industrial Ecology Perspective by Exergy Analysis</i> , Environmental Science and Technology, Vol. 36, No. 5, pp. 1130-1135.
Dincer I., January 2002, <i>The role of exergy in energy policy making</i> , Energy Policy, Vol. 30, No. 2, pp. 137-149.
Dincer I., March 2002, <i>Technical, environmental and exergetic aspects of hydrogen energy systems</i> , International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 27, No. 3, pp. 265-285.
Duan, Y; Zhang, J; Shi, L., 2002, <i>Exergy Analysis of Methanol-IGCC Polygeneration Technology Based on Coal Gasification</i> , Tsinghua Science and Technology, Vol 7, No. 2, pp. 190-193.
El-Sayed Y.M., June 2002, <i>Application of exergy to design</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9, pp. 1165-1185.
Fonseca J.C.; Pardal M.A.; Azeiteiro U.M.; Marques J.C., May 2002, <i>Estimation of ecological exergy using weighing parameters determined from DNA contents of organisms - a case study</i> , Vol. 475, No. 1, pp. 79-90.

Fujimoto S.; Bilgen E.; Ogura H., 2002, <i>Dynamic simulation of CaO/Ca(OH)₂ chemical heat pump systems</i> , Exergy, Vol. 2, No. 1, pp. 6-14.
Gogus Y.A.; Camdali U.; Kavsaoglu M.S., July 2002, <i>Exergy balance of a general system with variation of environmental conditions and some applications</i> , Energy, Vol. 27, No. 7, pp. 625-646.
Han, G; Hua, B; Chen, Q, 2002, <i>Generalized expression of exergy in the thermodynamics</i> , Science in China Series A Mathematics Physics Astronomy, Vol 45, No.1, pp. 70-75.
Haynes, C; Wepfer, WJ, 2002, <i>Enhancing the Performance Evaluation and Process Design of a Commercial-Grade Solid Oxide Fuel Cell via Exergy Concepts</i> , Transactions- American Society of Mechanical Engineers Journal of Energy Resources Technology, Vol 124, No. 2, pp. 95-104.
Isawa, K; Takahashi, I; Saito, M; Shukuya, M., 2002, <i>A comparison of the human-body exergy balance between low-exergy radiant cooling and conventional convective cooling</i> , Journal of Architecture Planning and Environmental Engineering, No. 556. pp. 31-38.
Izquierdo M.; de Vega M.; Lecuona A.; Rodríguez P., April 2002, <i>Compressors driven by thermal solar energy: entropy generated, exergy destroyed and exergetic efficiency</i> , Solar Energy, Vol. 72, No. 4, pp. 363-375.
Kanoglu, M., 2002, <i>Exergy analysis of multistage cascade refrigeration cycle used for natural gas liquefaction</i> , International Journal of Energy Research, Vol. 26, No. 8, pp. 763-774.
Kreetz H.; Lovegrove K., September 2002, <i>Exergy analysis of an ammonia synthesis reactor in a solar thermochemical power system</i> , Vol. 73, No. 3, pp. 187-194.
Li, Z; Song, Z; Yuan, Z, 2002, <i>Study on Analysis Method of Energy Balance and Exergy Balance for Batch Process</i> , Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, Vol 16, No. 1, pp. 1-6.
Llley P.E., 2002, <i>Flow exergy of moist air</i> , Exergy, Vol. 2, No. 1, pp. 55-57.
Lior N., June 2002, <i>Thoughts about future power generation systems and the role of exergy analysis in their development</i> , Vol. 43, No. 9, pp. 1187-1198.
Marrero I.O.; Lefsaer A.M.; Razani A.; Kim K.J. March 2002, <i>Second law analysis and optimization of a combined triple power cycle</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 4, pp. 557-573.
Miyazaki, A., 2002, <i>Exergy analysis of iron and hydrogen co-production system</i> , Current Advances in Materials and Processes, Vol 15, No. 1, pp. 109.
Nikulshin V.; Wu C.; Nikulshina V., 2002, <i>Exergy efficiency calculation of energy intensive systems</i> , Exergy, Vol. 2, No. 2, pp. 78-86.
Okazaki K.; Kishida T.; Ogawa K.; Nozaki T., June 2002, <i>Direct conversion from methane to methanol for high efficiency energy system with exergy regeneration</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9, pp. 1459-1468.
Petela R.; Hutny W.; Price J.T., March 2002, <i>Energy and exergy consumption and CO₂ emissions in an ironmaking process</i> , Advances in Environmental Research, Vol. 6, No. 2, pp. 157-170.
Pineda, C.; Rivero, R., Septiembre-Octubre 2002, <i>Análisis de Exergia de un Sistema de Cogeneración del Área de Fuerza de una Refinería y Alternativas de Ciclo Combinado para Incrementar su Eficiencia de Generación</i> , Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XLIII, Vol. 9-10, pp. 203-214.
Poredos A.; Kitanovski A., November 2002, <i>Exergy loss as a basis for the price of thermal energy</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, Vol. 16, pp. 2163-2173.

Ptasinski K.J.; Hamelinck C.; Kerkhof P.J.A.M., June 2002, <i>Exergy analysis of methanol from the sewage sludge process</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9, pp. 1445-1457.
Rasheva D.A.; Atanasova L.G., 2002, <i>Exergy efficiency evaluation of the production of sulfuric acid from liquid sulfur</i> , Exergy, Vol. 2, No. 1, pp. 51-54.
Rivero R., June 2002, <i>Application of the exergy concept in the petroleum refining and petrochemical industry</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9, pp. 1199-1220.
Rivero, R., 2002, <i>Application of the Exergy Concept in the Petroleum Refining and Petrochemical Industry</i> , Energy Conversion and Management (ISSN: 0196-8904). Vol. 43, No. 9-12, pp. 1199-1220.
Rosen M.A., 2002, <i>Clarifying thermodynamic efficiencies and losses via exergy</i> , Exergy, Vol. 2, No. 1, pp. 3-5.
Rosen M.A., 2002, <i>Exergy conservation: An alternative to conserving the already conserved quantity energy</i> , Exergy, Vol. 2, No. 2, pp. 59-61.
Rosen, MA, 2002, <i>Energy crisis or exergy crisis?</i> , Exergy, Vol. 2, No. 3, pp. 125-127.
Schaller, M.; Hoffmann, K.H.; Rivero, R.; Andresen, B.; Salamon, P., 2002, <i>The Influence of Heat Transfer Irreversibilities on the Optimal Performance of Diabatic Distillation Columns</i> , Journal of Non-Equilibrium Thermodynamics (ISSN: 0340-0204), Vol. 27, No. 3, pp. 257-269.
Shigaki, N; Akiyama, T; Tsukihashi, F, 2002, <i>Exergy Analysis of Steel Production Processes</i> , Materials Transactions, Vol. 43, No. 3, pp. 379-384.
Smith R.L.; Adschiri T.; Arai K., 2 March 2002, <i>Energy integration of methane's partial-oxidation in supercritical water and exergy analysis</i> , Applied Energy, Vol. 71, No. 3, pp. 205-214.
Song T.W.; Sohn J.L.; Kim J.H.; Kim T.S.; Ro S.T., 2002, <i>Exergy-based performance analysis of the heavy-duty gas turbine in part-load operating conditions</i> , Exergy, Vol. 2, No. 2, pp. 105-112.
Syahrul S.; Hamdullahpur F.; Dincer I., 2002, <i>Exergy analysis of fluidized bed drying of moist particles</i> , Exergy, Vol. 2, No. 2, pp. 87-98.
Szargut J., April 2002, <i>Application of exergy for the determination of the pro-ecological tax replacing the actual personal taxes</i> , Energy, Vol. 27, No. 4, pp. 379-389.
Szargut J.; Ziebiak A.; Stanek W., June 2002, <i>Depletion of the non-renewable natural exergy resources as a measure of the ecological cost</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9, pp. 1149-1163.
Tsatsaronis G.; Park M.-H., June 2002, <i>On avoidable and unavoidable exergy destructions and investment costs in thermal systems</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9, pp. 1259-1270.
Twort C T; Lowndes I S; Pickering S J, 1 August 2002, <i>An application of thermal exergy analysis to the development of mine cooling systems</i> , Journal of Mechanical Engineering Science, Vol. 216, No. 8, pp. 845-857.
Wright S.E.; Rosen M.A.; Scott D.S.; Haddow J.B., 2002, <i>The exergy flux of radiative heat transfer with an arbitrary spectrum</i> , Exergy, Vol. 2, No. 2, pp. 69-77.
Wright S.E.; Rosen M.A.; Scott D.S.; Haddow J.B., 2002, <i>The exergy flux of radiative heat transfer for the special case of blackbody radiation</i> , Exergy, Vol. 2, No. 1, pp. 24-33.
Xu F.-L.; Dawson R.W.; Tao S.; Li B.-G.; Cao J., January 2002, <i>System-level responses of lake ecosystems to chemical stresses using exergy and structural exergy as ecological indicators</i> , Chemosphere, Vol. 46, No. 2, pp. 173-185.

- | |
|--|
| Yang, H; Zhang, X; Zhao, Z, 2002, <i>Exergy Analysis of TFE/NMP Absorption Refrigerator</i> , <i>Journal of Chemical Industry and Engineering</i> , Vol. 53, No. 4, pp. 384-389. |
| Zhang, CL; Mi, T; Wang, TZ; Liu, DC, 2002, <i>Exergy analysis of a fluidized bed water gas gasifier system</i> , <i>Journal- Institute of Energy</i> , No. 502, pp. 14-18. |

Publicaciones 2001.

- | |
|---|
| AU: Kwon Y.-H.; Kwak H.-Y.; Oh S.-D., 2001, <i>Exergoeconomic analysis of gas turbine cogeneration systems</i> , <i>Exergy</i> , Vol. 1, No. 1, pp. 31-40. |
| Avezov, RR., 2001, <i>Estimation of Exergy Losses Induced by Irreversibility of the Heat Transfer Process in Light-Absorbing Panels of Flat-Plate Solar Collectors</i> , <i>Applied Solar Energy</i> , Vol. 37, No. 3, pp. 18-20. |
| Avezov, RR., 2001, <i>Exergy Balance and Exergic Efficiency of Flat-Plate Solar Collectors</i> , <i>Applied Solar Energy</i> , Vol. 37, No. 1, pp. 25-27 |
| Bejan A.; Siems D.L., 2001, <i>The need for exergy analysis and thermodynamic optimization in aircraft development</i> , <i>Exergy</i> , Vol. 1, No. 1, pp. 14-24. |
| Berthiaume R.; Bouchard C.; Rosen M.A., 2001, <i>Exergetic evaluation of the renewability of a biofuel</i> , <i>Exergy</i> , Vol. 1, No. 4, pp. 256-268. |
| Bisio G.; Rubatto G., 2001, <i>Comparing hydraulic and polytropic efficiencies with exergy efficiency</i> , <i>Exergy</i> , Vol. 1, No. 3, pp. 193-201. |
| Bruttini, R; Crosser, OK; Liapis, AI, 2001, <i>Exergy Analysis for the Freezing Stage of the Freeze Drying Process</i> , <i>Drying Technology</i> , Vol. 19, No. 9, pp. 2303-2314. |
| Chang, H, 2001, <i>Exergy Analysis and Exergoeconomic Analysis of An Ethylene Process</i> , <i>Tamkang Journal of Science and Engineering</i> , Vol. 4, No. 2, pp. 95-104. |
| Chang, H; Chuang, SC., 2001, <i>The Intrinsic and Extrinsic Exergy Losses of Distillation Columns (Short communication)</i> , <i>Journal- Chinese Institute of Chemical Engineers</i> , Vol. 32, No. 5, pp. 469-475. |
| Chen J.; Chen X.; Wu C., 2001, <i>Optimization of the rate of exergy output of a multi-stage endoreversible combined refrigeration system</i> , <i>Exergy</i> , Vol. 1, No. 2, pp. 100-106. |
| Chen L.; Wu C.; Sun F., 2001, <i>Effect of heat transfer law on the finite-time exergoeconomic performance of a Carnot refrigerator</i> , <i>Exergy</i> , Vol. 1, No. 4, pp. 295-302. |
| Chen, X, 2001, <i>Exergy Analysis on the Performance of a Multi-stage Irreversible Combined Refrigeration Cycle</i> , <i>Journal- Xiamen University Natural Science</i> , Vol. 40, No. 5, pp. 1040-1044. |
| Connelly L.; Koshland C.P., 2001, <i>Exergy and industrial ecology. Part 2: A non-dimensional analysis of means to reduce resource depletion</i> , <i>Exergy</i> , Vol. 1, No. 4, pp. 234-255. |
| Connelly L.; Koshland C.P., 2001, <i>Exergy and industrial ecology-Part 1: An exergy-based definition of consumption and a thermodynamic interpretation of ecosystem evolution</i> , <i>Exergy</i> , Vol. 1, No. 3, pp. 146-165. |
| Costa M.M.; Schaeffer R.; Worrell E., April 2001, <i>Exergy accounting of energy and materials flows in steel production systems</i> , <i>Energy</i> , Vol. 26, No. 4, pp. 363-384. |
| Cownden R.; Nahon M.; Rosen M.A., 2001, <i>Exergy analysis of a fuel cell power system for transportation applications</i> , <i>Exergy</i> , Vo. 1, No. 2, pp. 112-121. |
| Dewulf J.; Van Langenhove H.; Dirckx J., 12 June 2001, <i>Exergy analysis in the assessment of the sustainability of waste gas treatment systems</i> , <i>The Science of the Total Environment</i> , Vol. 273, No. 1, pp. 41-52. |

Dincer, I., 2001, <i>Exergy and the environment: a global perspective</i> , International Journal of Global Energy Issues, Vol. 15, No. 3-4, pp. 363-374.
Durmayaz A.; Yavuz H., May 2001, <i>Exergy analysis of a pressurized-water reactor nuclear-power plant</i> , Applied Energy, Vol. 69, No. 1, pp. 39-57.
Ertesvag, IS., 2001, <i>Society exergy analysis: a comparison of different societies</i> , Energy, Vol. 26, No. 3, pp. 253-270.
Etele J.; Rosen M.A., 2001, <i>Sensitivity of exergy efficiencies of aerospace engines to reference environment selection</i> , Exergy, Vol. 1, No. 2, pp. 91-99.
Ferrari, S; Genoud, S; Lesourd, JB, 2001, <i>Thermodynamics and economics: Towards exergy-based indicators of sustainable development</i> , Revue Suisse d Economie Politique et de Statistique, Vol. 137, No. 3, pp. 319-336.
Fujii, T; Asano, H; Tsuda, H; Hisazumi, Y; Shigesada, H; Kubota, H; Nagata, S; Kraines, S., 2001, <i>Simulation and Optimization of Districted Energy Supply System Based on Exergy</i> , National Heat Transfer Symposium of Japan, No. CONF38TH, pp. 241-242.
Garcia-Rodriguez L.; Gomez-Camacho C., 1 May 2001, <i>Exergy analysis of the SOL-14 plant (Plataforma Solar de Almeria, Spain)</i> , Desalination, Vol. 137, No. 1, pp. 251-258.
Gong M.; Wall G., 2001, <i>On exergy and sustainable development-Part 2: Indicators and methods</i> , Exergy, Vol. 1, No. 4, pp. 217-233.
Hammond G P; Stapleton A J, 3 April 2001, <i>Exergy analysis of the United Kingdom energy system</i> , Proceedings- Institution of Mechanical Engineers Part A. Journal of Power and Energy, Vol. 215, No. 2, pp. 141-162.
Huang, FF; Naumowicz, T., 2001, <i>Application of the Concept of Exergy in the Selection of a Gas-turbine Engine for Combined-cycle Power Plant Design</i> , National Industrial Energy Technology Conference, Vol 23, pp. 107-110.
Jorgensen S.E., 1 December 2001, <i>Parameter estimation and calibration by use of exergy</i> , Ecological Modelling, Vol. 146, No. 1, pp. 299-302.
Kucharski F., 2001, <i>The interpretation of available potential energy as exergy applied to layers of a stratified atmosphere</i> , Exergy, Vol. 1, No. 1, pp. 25-30.
Lee K.C., August 2001, <i>Classification of geothermal resources by exergy</i> , Geothermics, Vol. 30, No. 4, pp. 431-442.
Li, M., 2001, <i>Research and Analysis of Coefficients of Exergy and Energy Transformation in Process of Heat Conduction</i> , Journal- Tongji University, Vol. 29, No. 10, pp. 1257-1260.
Lombardi L., 1 January 2001, <i>Life cycle assessment (LCA) and exergetic life cycle assessment (ELCA) of a semi-closed gas turbine cycle with CO₂ chemical absorption</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 42, No. 1, pp. 101-114.
Matveev S.A.; Smorodin A.I., November 2001, <i>Determining the Equivalent Exergy in Making Especial-Purity Products in Air-Separation Plant</i> , Chemical and Petroleum Engineering, Vol 37, No. 11-12, pp. 567-570.
Nikulshin V.; Wu C., 2001, <i>Thermodynamic analysis of energy intensive systems based on exergy-topological models</i> , Exergy, Vol. 1, No. 3, pp. 173-179.
Park Y.-S.; Kwak I.-S.; Chon T.-S.; Kim J.-K.; Jorgensen S.E., 1 December 2001, <i>Implementation of artificial neural networks in patterning and prediction of exergy in response to temporal dynamics of benthic macroinvertebrate communities in streams</i> , Ecological Modelling, Vol. 146, No. 1, pp. 143-157.
Qinsheng, F; Xiao, F., 2001, <i>Inevitable Exergy Loss in Heat Engine Cycle</i> , Journal-Xian Jiaotong University, Vol. 35, No. 11, pp. 1105-1108.
Ray S.; Berc L.; Straskraba M.; Jorgensen S.E., 15 June 2001, <i>Optimization of exergy and implications of body sizes of phytoplankton and zooplankton in an aquatic ecosystem model</i> , Ecological Modelling, Vol. 140, No. 3, pp. 219-234.

Rivero R., June 2001, <i>Exergy simulation and optimization of adiabatic and diabatic binary distillation</i> , Energy, Vol 26, No. 6, pp. 561-593.
Rivero, R., 2001, <i>Exergy Simulation and Optimization of Adiabatic and Diabatic Binary Distillation</i> , Energy (ISSN: 0360-5442), Vol. 26, No. 6, pp. 561-593.
Rivero, R.; Del Río, R., 2001, <i>Rasshiriennaya Tehnologicheskaya Strategya dlya Energii i Ecologii</i> , Energoeffectivnost i Ergosberiedjenie, 11, pp. 1-9.
Rivero, R.; García, M., June 2001, <i>Exergy Analysis of a Reactive Distillation MTBE Unit</i> , International Journal of Applied Thermodynamics (ISSN: 1301-9724), Vol. 4, No. 2, pp. 85-92.
Rivero, R.; Montero, G.; Garfias, M., Septiembre-Diciembre 2001, <i>Efecto de la Temperatura Ambiental en la Determinación de la Exergia Química de Parafinas</i> , Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XLII, Vol. 9-12, pp. 197-205.
Rosen M.A., 2001, <i>Editorial-Exergy in industry: Accepted or not?</i> , Exergy, Vo. 1, No. 2, pp. 67-67.
Rosen M.A., 2001, <i>Energy- and exergy-based comparison of coal-fired and nuclear steam power plants</i> , Exergy, Vol. 1, No. 3, pp. 180-192.
Rosen M.A., 2001, <i>The exergy of stratified thermal energy storages</i> , Vol. 71, No. 3, pp. 173-185.
Rosen M.A.; Dincer I., 2001, <i>Exergy as the confluence of energy, environment and sustainable development</i> , Exergy, Vol. 1, No. 1, pp. 3-13.
Rosen, MA., <i>The exergy of stratified thermal energy storages</i> , Solar Energy, 2001, Vol. 71, No. 3, pp. 173-185.
Sciubba E., 2001, <i>Beyond thermoeconomics? The concept of Extended Exergy Accounting and its application to the analysis and design of thermal systems</i> , Exergy, Vol. 1, No. 2, pp. 68-84.
Smitha M.A.; Fewb P.C., 1 January 2001, <i>Second law analysis of an experimental domestic scale co-generation plant incorporating a heat pump</i> , Applied Thermal Engineering, Vol. 21, No. 1, pp. 93-110.
Songping, W., 2001, <i>Exergy Transfer Equation for Turbulent Flows and Its Applications</i> , Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, Vol 16, No. 1, pp. 73-76.
Svirezhev Y.M.; Steinborn W.H., 15 November 2001, <i>Exergy of solar radiation: information approach</i> , Ecological Modelling, Vol. 145, No. 2, pp. 101-110.
Szargut J., 2001, <i>Sequence method of determination of partial exergy losses in thermal systems</i> , Exergy, Vo. 1, No. 2, pp. 85-90.
Tekin, T; Bayramoglu, M., 2001, <i>Exergy and structural analysis of raw juice production and steam-power units of a sugar production plant</i> , Energy, Vol. 26, No. 3, pp. 287-297.
Vargas, JVC; Fleming, JS; Parise, JAR, 2001, <i>Maximum exergy input rate from a hot stream in solar-driven refrigerators</i> , International Journal of Energy Research, Vol. 25, No. 9, pp. 751-768.
Verkhivker G.P.; Kosoy B.V., December 2001, <i>On the exergy analysis of power plants</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 42, No. 18, pp. 2053-2059.
Wall G.; Gong M., 2001, <i>On exergy and sustainable development-Part1: Conditions and concepts</i> , Exergy, Vol. 1, No. 3, pp. 128-145.
Wall G.; Gong M., 2001, <i>On exergy and sustainable development-Part1: Conditions and concepts</i> , Exergy, Vol. 1, No. 3, pp. 128-145.
Ye, X; Li, C; Yan, W., 2001, <i>Determination of Cost Allocation in Cogeneration With the Reduced Exergy Method</i> , Intersociety Energy Conversion Engineering Conference, No. CONF36, pp. 783-788.
Yilmaz M.; Sara O.N.; Karsli S., 2001, <i>Performance evaluation criteria for heat exchangers based on second law analysis</i> , Exergy, Vol. 1, No. 4, pp. 278-294.

Zhang, C; Cui, Y; Zhang, D; Zhang, S; Fan, Q., 2001, <i>Exergy Analytical Method Based on Signal Flow Diagram Theory for Thermal System of Power Plant</i> , Intersociety Energy Conversion Engineering Conference, No. CONF36, pp. 777-782.
Zheng J.; Sun F.; Chen L.; Wu C., 2001, <i>Exergy analysis for a Braysson cycle</i> , Exergy, Vol. 1, No. 1, pp. 41-45.
Zhengfang, C; Weiguang, P., 2001, <i>The Exergy Analysis and Optimization for the Reaction System of the High Pressure Polyethylene</i> , Chemical Reaction Engineering and Technology, Vol.17, No.3, pp. 197-203.

Publicaciones 2000.

Bader, W; Kissock, K., 2000, <i>Exergy Analysis of Industrial Air Compression</i> , National Industrial Energy Technology Conference, Vol. 22, pp. 89-98.
Bilgen E., December 2000, <i>Exergetic and engineering analysis of gas turbine based cogeneration systems</i> , Energy, Vol. 25, No. 12, pp. 1215-1229.
Caton J.A., November 2000, <i>On the destruction of availability (exergy) due to combustion processes - with specific application to internal-combustion engines</i> , Energy, Vol. 25, No. 11, pp. 1097-1117.
Dincer I., 1 September 2000, <i>Thermodynamics, Exergy and Environmental Impact</i> , Energy Sources, Vol. 22, No. 8, pp. 723-732.
Dincer, I; Rosen, MA., 2000, <i>Exergy Efficiencies of Sensible, Mixed Thermal Energy Storage Systems</i> , Transactions- American Society of Heating Refrigerating and Air Conditioning Engineers, vol. 106, No. 2, pp. 260-266.
Ertesvag I.S.; Mielnik M., October 2000, <i>Exergy analysis of the Norwegian society</i> , Energy, Vol. 25, No. 10, pp. 957-973.
Facchini, B; Flaschi, D; Manfrida, G., 2000, <i>Exergy Analysis of Combined Cycles Using Latest Generation Gas Turbines</i> , Transactions- American Society of Mechanical Engineers Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, Vol. 122, No. 2, pp. 233.
Figliola, RS; Tipton, R., 2000, <i>An Exergy-Based Methodology for Decision-Based Design of Integrated Aircraft Thermal Systems</i> , Sae Transactions, Vol. 109, No. 1, pp. 1078-1087.
Fonseca J.C.; Marques J.C.; Paiva A.A.; Freitas A.M.; Madeira V.M.C.; Jorgensen S.E., 28 February 2000, <i>Nuclear DNA in the determination of weighing factors to estimate exergy from organisms biomass</i> , Ecological Modelling, Vol. 126, No. 2, pp. 179-189.
Govin O.V.; Diky V.V.; Kabo G.J.; Blokhin A.V., 2000, <i>Evaluation of the Chemical Exergy of Fuels and Petroleum Fractions</i> , Journal of Thermal Analysis and Calorimetry, Vol 62, No. 1, pp. 123-133.
Hongtao, K; Lei, L; Min, L., 2000, <i>Exergy Analysis of Connecting Air Duct Between Cyclone Preheaters</i> , Journal- Chinese Ceramic Society, Vol. 28, No. 6, pp. 516-518.
Horlock, JH; Young, JB; Manfrida, G., 2000, <i>Exergy Analysis of Modern Fossil-Fuel Power Plants</i> , Transactions- American Society of Mechanical Engineers Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, Vol. 122, No. 1, pp. 1-7.
Huang Y-C.; Hung C-I.; Chen C-K., 2 October 2000, <i>An Ecological Exergy Analysis for an Irreversible Brayton Engine with an External Heat Source</i> , Journal of Power and Energy, Vol 214, No. 5, pp. 413-421.
Huang Y-C.; Hung C-I.; Chen C-K., 2 February 2000, <i>Exergy Analysis for a Combined System of Steam-injected Gas Turbine Cogeneration and Multiple-effect Evaporation</i> , Journal of Power and Energy, Vol. 214, No. 1, pp. 61-73.

Izquierdo, M; de Vega, M; Lecuona, A; Rodríguez, P., 2000, <i>Entropy generated and exergy destroyed in lithium bromide thermal compressors driven by the exhaust gases of an engine</i> , International Journal of Energy Research, Vol. 24, No. 13, pp. 1123-1140.
Jorgensen S.E., October 2000, <i>Application of exergy and specific exergy as ecological indicators of coastal areas</i> , Aquatic Ecosystem Health & Management, Vol. 3, No. 3, pp. 419-430.
Kato, Y., 2000, <i>Low Exergy Reactor for Decentralized Energy Utilization</i> , Progress in Nuclear Energy, Vol. 37, No.1-4, pp. 405-410.
Kato, Y., 2000, <i>Possibility of Low Exergy Reactor for Decentralized Energy System</i> , Bulletin- Research Laboratory for Nuclear Reactors, Vol. 24, pp. 34.
Kucharski, F; Thorpe, A.J., 2000, <i>Local Energetics of an Idealized Baroclinic Wave Using Extended Exergy</i> , Journal of the Atmospheric Sciences, Vol. 57, No. 19, pp. 3272-3284.
Kumar Das S.; Nanda P., March 2000, <i>Use of artificial neural network and leveque analogy for the exergy analysis of regenerator beds</i> , Chemical Engineering and Processing, Vol. 39, No. 2, pp. 113-120.
Li Z.H.; Hua B., 15 July 2000, <i>Modeling and optimizing for heat exchanger networks synthesis based on expert system and exergo-economic objective function</i> , Computers and Chemical Engineering, Vol. 24, No. 2, pp. 1223-1228.
Liu, Z; Jin, H; Lin, R., 2000, <i>Study on Exergy Destruction Distribution of the IGCC System</i> , Journal of Engineering Thermophysics, Vol. 21, No. 6, pp. 677-679.
Petela, R., 2000, <i>Application of exergy analysis to the hydrodynamic theory of detonation in gases</i> , Fuel Processing Technology, Vol. 67, No. 2, pp. 131.
Rivero, R.; Le Goff, P., <i>Pompes à Chaleur à Distillation Diabatique</i> , International Journal of Refrigeration (ISSN: 0140-7007), Vol. 23, No. 1, 2000, pp. 26-30.
Safarov, F; Bazarbaeva, DS; Suleimanov, F, 2000, <i>Exergy Analysis of a Solar Drying Plant with a Thermal Pump</i> , Applied Solar Energy, Vol. 36, No. 3, pp. 43-49.
Saito, M; Shukuya, M; Shinohara, T., 2000, <i>Exergy balance of human body and the associated thermal sensation</i> , Journal of Architecture Planning and Environmental Engineering, No. 534, pp. 17-24
San J.-Y.; Jan C.-L., October 2000, <i>Second-law analysis of a wet crossflow heat exchanger</i> , Energy, Vol. 25, No. 10, pp. 939-955.
Sari A.; Kaygusuz K., 1 February 2000, <i>Energy and Exergy Calculations of Latent Heat Energy Storage Systems</i> , Energy Sources, Vol 22, No. 2, pp. 117-126.
Singh N.; Kaushik S.C.; Misra R.D., 2 January 2000, <i>Exergetic analysis of a solar thermal power system</i> , Renewable Energy, Vol. 19, No. 1, pp. 135-143.
Smith A.; Sorin M.; Hammache A.; Diallo O., February 2000, <i>Exergy based approach for process synthesis</i> , Energy, Vol. 25, No. 2, pp. 105-129.
Sorin M.; Hammache A.; Diallo O., 1 October 2000, <i>Exergy load distribution approach for multi-step process design</i> , Applied Thermal Engineering, Vol. 20, No. 15, pp. 1365-1380.
Suganthi L.; 2 January 2000, <i>Exergy based supply side energy management for sustainable energy development</i> , Renewable Energy, Vol. 19, No. 1, pp. 285-290.
Talbi M.M.; Agnew B., May 2000, <i>Exergy analysis: an absorption refrigerator using lithium bromide and water as the working fluids</i> , Applied Thermal Engineering, Vol. 20, No. 7, pp. 619-630.
Taniguchi, H; Morita, M; Arai, N; Obata, M., 2000, <i>Paper on Exergy Saving Type High Temperature Air Combustion</i> , Journal- Japan Institute of Energy, Vol. 79, No. 10, pp. 1006-1010.
Vasic, V; Kropce, J; Goricanec, D., 2000, <i>An Analysis of Exergy Flows in an Absorption Chiller</i> , Strojniski Vestnik, Vol. 46, No. 8, pp. 517-524.

Wang Y.; Feng X., 15 July 2000, <i>Exergy analysis involving resource utilization and environmental influence</i> , Computers and Chemical Engineering, Vol. 24, No. 2, pp. 1243-1246.
Wang, FJ; Chiou, JS., 2000, <i>Practical Exergy Analysis of Dual-Fluids Parallel Compound Cycle</i> , Journal- Chinese Society of Mechanical Engineers, Vol. 21, No. 5, pp. 425-434.
Yantovski E., October 2000, <i>Exergonomics in education</i> , Energy, Vol. 25, No. 10, pp. 1021-1031.
Zhang G.; Hua B.; Chen Q., 15 July 2000, <i>Exergoeconomic methodology for analysis and optimization of process systems</i> , Computers and Chemical Engineering, Vol. 24, No. 2, pp. 613-618.

Publicaciones 1999

Ayres R.U., June 1999, <i>The second law, the fourth law, recycling and limits to growth</i> , Ecological Economics, Vol. 29, No. 3, pp. 473-483.
Bascetincelik A.; Ozturk H.H.; Paksoy H.O.; Demirel Y., 4 January 1999, <i>Energetic and exergetic efficiency of latent heat storage system for greenhouse heating</i> , Renewable Energy, vol. 16, no. 1, pp. 691-694.
Berthiaume, R; Bouchard, C., 1999, <i>Exergy Analysis of the Environmental Impact of Paving Material Manufacture</i> , Transactions of the Canadian Society for Mechanical Engineering, Vol. 23, No. 1B, pp. 187.
Braun, RJ; Gaggioli, RA; Dunbar, WR., 1999, <i>Improvements of a Molten Carbonate Fuel Cell Power Plant via Exergy Analysis</i> , Journal of energy resources technology, Vol. 121, No. 4, pp. 277.
Creyts J. C; Carey V. P., 1 November 1999, <i>Use of Extended Exergy Analysis to Evaluate the Environmental performance of Machining Processes</i> , Proceedings of the I MECH E Part E Journal of Process Mechanical Engineering, Vol. 213, No. 4, pp. 247-264.
Criscuoli A.; Drioli E., 1 November 1999, <i>Energetic and exergetic analysis of an integrated membrane desalination system</i> , Desalination, vol. 124, no. 1, pp. 243-249
Datta A.; Som S. K, 2 February 1999, <i>Energy and Exergy Balance in a Gas Turbine Combustor</i> , Proceedings of the I MECH E Part A Journal of Power and Energy, Vol. 213, No. 1, pp. 23-32.
Ei-Nashar A.M., 25 May 1999, <i>Cost allocation in a cogeneration plant for the production of power and desalted water – comparison of the exergy cost accounting method with the WEA method</i> , Desalination, vol. 122, no. 1, pp. 15-34.
Fiaschi D.; Manfrida G., August 1999, <i>Exergy analysis of a cryogenic hydrogen fuel power plant</i> , International Journal of Hydrogen Energy, vol. 24, no. 8, pp. 731-739.
Gomez Camacho C., 12 March 1999, <i>Exergo-environmental analysis of processing condensed water from atmospheric air</i> , Desalination, vol. 121, no. 2, pp. 103-116.
Hao S.; Klamecki B.E.; Ramalingam S.; Sorin M.; Paris J., 1 May 1999, <i>Integrated exergy load distribution method and pinch analysis</i> , Computers and Chemical Engineering, vol. 23, no. 4, pp. 497-507.
Hellstrom, D., 1999, <i>Exergy Analysis: A Comparison of Source Separation Systems and Conventional Treatment Systems</i> , Water environment research, Vol. 71, No. 7, pp. 1354.
Hovelius K.; Hansson P.-A.P.-A., October 1999, <i>Energy- and exergy analysis of rape seed oil methyl ester (RME) production under Swedish conditions</i> , Biomass and Bioenergy, vol. 17, no. 4, pp. 279-290.

Ishida M.; Ji J., November 1999, <i>Graphical exergy study on single stage absorption heat transformer</i> , Applied Thermal Engineering, vol. 19, no. 11, pp. 1191-1206.
Liu H.; You L., September 1999, <i>Characteristics and applications of the cold heat exergy of liquefied natural gas</i> , Energy Conversion and Management, Vol. 40, No. 14, pp. 1515-1525.
Ludovisi, A; Poletti, A., 1999, <i>Use of Exergy and Structural Exergy as Ecological Indicators for the Development State of Homogeneous Lake Ecosystems</i> , Annals of the new york academy of sciences, Vol. 879, pp. 406.
Montero, G.; Rivero, R., Julio-Septiembre 1999, <i>Corrección de Exergias Químicas Estándar para Diferentes Condiciones de Referencia</i> , Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XL, Vol. 7-9, pp. 15-20.
Muñoz, JR; Michaelides, EE., 1999, <i>The Impact of the Model of the Environment in Exergy Analyses</i> , Journal of energy resources technology, Vol. 121, No. 4, pp. 268.
Park, MH; Kim, JJ; Chen, Y; Kim, C., 1999, <i>Exergy Analysis of a Coal Fired Power Plant by ASPEN PLUS</i> , Journal- Korean Institute of Chemical Engineers, Vol. 37, No. 5, pp. 752-758.
Rivero, R.; Del Rio, R., Winter 1999-2000, <i>An Advanced Technological Strategy for Energy and the Environment</i> , Strategic Planning for Energy and the Environment (ISSN: 1048-5236), Vol. 19, No. 4, pp. 9-24.
Rivero, R.; Rendón, C.; Monroy, L., September 1999, <i>The Exergy of Crude Oil Mixtures and Petroleum Fractions: Calculation and Application</i> , International Journal of Applied Thermodynamics (ISSN: 1301-9724), Vol. 2, No. 3, pp. 115-123.
Rosen M.A, February 1999, <i>Second-law analysis of aquifer thermal energy storage systems</i> , Energy, vol. 24, no. 2, pp. 167-182.
Rosen, MA; Dincer, I., 1999, <i>Exergy Analysis of Waste Emissions</i> , International journal of energy research, Vol. 23, No. 13, pp. 1153.
Rosen, MA; Dincer, I., 1999, <i>Thermal Storage and Exergy Analysis: The Impact of Stratification</i> , Transactions of the Canadian Society for Mechanical Engineering, Vol. 23, No. 1B, pp. 173.
Rosen, MA; Pedinelli, N; Dincer, I., 1999, <i>Energy and Exergy Analyses of Cold Thermal Storage Systems</i> , International journal of energy research, Vol. 23, No. 12, pp. 1029.
Rousche P.J.; Petersen R.S.; Battiston S.; Giannotta S.; Diamond M.E.; Abdallah H.; Facchini B.; Danes F.; De Ruyck J., 11 October 1999, <i>Exergetic optimization of intercooled reheat chemically recuperated gas turbine</i> , Energy Conversion and Management, vol. 40, no. 15, pp. 1679-1686.
Saidi M.H.; Allaf Yazdi M.R., July 1999, <i>Exergy model of a vortex tube system with experimental results</i> , Energy, vol. 24, no. 7, pp. 625-632.

Publicaciones 1998

Akiyama, T; Yagi, J., 1998, <i>Methodology to evaluate reduction limit of carbon dioxide emission and minimum exergy consumption for ironmaking</i> , ISIJ international / Iron and Steel Institute of Japan, Vol. 38, No. 8, pp. 896.
Alvarado S.; Alguerno J.; Auracher H.; Casali A., February 1998, <i>Energy-exergy optimization of comminution</i> , Energy, vol. 23, no. 2, pp. 153-158.
Anheden M.; Svedberg G., November 1998, <i>Exergy analysis of chemical-looping combustion systems</i> , Energy Conversion and Management, vol. 39, no. 16, pp. 1967-1980.

Aoki, I., 1998, *Entropy and Exergy in the Development of Living Systems: A Case Study of Lake-Ecosystems*, Journal of the physical society of japan, Vol. 67, No. 6, pp. 2132.

Ayres R.U., August 1998, *Eco-thermodynamics: economics and the second law*, *Ecological Economics*, vol. 26, no. 2, pp. 189-209.

Ayres R.U.; Ayres L.W.; Martinas K., May 1998, *Exergy, waste accounting, and life-cycle analysis*, *Energy*, vol. 23, no. 5, pp. 355-363.

Bejan A.; Dan N.; Cacuci D.G.; Schutz W., November 1998, *Exergy analysis of energy conversion during the thermal interaction between hot particles and water*, *Energy*, vol. 23, no. 11, pp. 913-928.

Bianciardi C.; Ulgiati S., 22 July 1998, *Modelling entropy and exergy changes during a fluid self-organization process*, *Ecological Modelling*, vol. 110, no. 3, pp. 255-267.

Bisio G., February 1998, *A second-law analysis of the "hot blast stove/gas turbine" combination by applying the parameter "usable exergy"*, *Energy Conversion and Management*, vol. 39, no. 3, pp. 217-227.

Chih W.; Lingen C.; Fengrui S., May 1998, *Effect ZOF heat transfer law on finite-time exergoeconomic performance of Carnot heat pump*, *Energy Conversion and Management*, vol. 39, no. 7, pp. 579-588.

Cornelissen R.L.; Hirs G.G., November 1998, *Exergy analysis of cryogenic air separation*, *Energy Conversion and Management*, vol. 39, no. 16, pp. 1821-1826.

d'Accadia M.D.; Sasso M., November 1998, *Exergetic cost and exergoeconomic evaluation of vapour-compression heat pumps*, *Energy*, vol. 23, no. 11, pp. 937-942.

Doldersum A., November 1998, *Exergy analysis proves viability of process modifications*, *Energy Conversion and Management*, vol. 39, no. 16, pp. 1781-1789.

ElNashar, AM; AlBaghdadi, AA., 1998, *Exergy losses in a multiple-effect stack seawater desalination plant*, *Desalination*, Vol. 116, No. 1, pp. 11.

Fiaschi D.; Manfrida G., November 1998, *Exergy analysis of the semi-closed gas turbine combined cycle (SCGT/CC)*, *Energy Conversion and Management*, vol. 39, no. 16, pp. 1643-1652.

Gemci T.; Ozturk A., November 1998, *Exergy analysis of a sulphide-pulp preparation process in the pulp and paper industry*, *Energy Conversion and Management*, vol. 39, no. 16, pp. 1811-1820.

Grafton A.K.; Wheeler R.A.; Rudzinski C.M.; Hartmann W.K.; Nocera D.G.; Ahuja V.; Green R., September 1998, *Application of matrix heat exchangers to thermomechanical exergy recovery from liquid hydrogen*, *Cryogenics*, vol. 38, no. 9, pp. 857-867.

Gunnawiek, LH; Rosen, MA., 1998, *Relation between the exergy of waste emissions and measures of environmental impact*, *International journal of environment and pollution*, Vol. 10, No. 2, pp. 261.

Hiwase S.D.; Datta A.; Som S.K., 1998, *Entropy balance and exergy analysis of the process of droplet combustion*, *Journal of Physics D: Applied Physics*, vol. 31, no. 13, pp. 1601-1610.

Iler A.; Gurer T., December 1998, *Energy and exergy utilization in Turkey during 1995*, *Energy*, vol. 23, no. 12, pp. 1099-1106.

KABO G.J.; GOVIN O.V.; KOZYRO A.A., May 1998, *Additivity of chemical exergies of alkanes*, *Energy*, vol. 23, no. 5, pp. 383-391.

Khalid Ahmed C.S.; Gandhidasan P.; Zubair S.M.; Al-Farayedhi A.A., January 1998, *Exergy analysis of a liquid-desiccant-based, hybrid air-conditioning system*, *Energy*, vol. 23, no. 1, pp. 51-59.

Kim S.-M.; Kwon Y.-H.; Kwak H.-Y., May 1998, <i>Exergoeconomic analysis of thermal systems</i> , Energy, vol. 23, no. 5, pp. 393-406.
Kolchinski A.G.; Kuroda T.; Murakami Y.; Itoh K.; Yuyama M.; Wada H.; Mao D.; El-Nashar A.M.; Al-Baghdadi A.A., 1 September 1998, <i>Exergy losses in a multiple-effect stack seawater desalination plant</i> , Desalination, vol. 116, no. 1, pp. 11-24.
LeGoff, P; Hornut, JM., 1998, <i>Exergy Analysis and Exergo-Economic Optimization of Industrial Processes</i> , Revue de l'Institut francais du pétrole, Vol. 53, No. 1, pp. 99.
Lopez L.; Blanco J.M.; Bonilla J.J.; Baeza S.; Sala J.M., March 1998, <i>Determination of energy and exergy of waste heat in the industry of the Basque Country</i> , Applied Thermal Engineering, vol. 18, no. 3, pp. 187-197.
Lu S.-S.; Wong K.-F.V.; Stoff L., 15 September 1998, <i>Exergetic analysis of cooling systems with ozonation water treatment</i> , Energy Conversion and Management, vol. 39, no. 14, pp. 1407-1422.
Michaelis P.; Jackson T.; Clift R., March 1998, <i>Exergy analysis of the life cycle of steel</i> , Energy, vol. 23, no. 3, pp. 213-220.
Montero, G.; Rivero, R., Septiembre-Octubre 1998, <i>Métodos para la Estimación de la Exergia Química Estándar de Compuestos Orgánicos</i> , Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XXXIX, Vol. 9-10, pp. 14-18.
Mozes E.; Cornelissen R.L.; Hirs G.G.; Boom R.M., November 1998, <i>Exergy analysis of the conventional textile washing process</i> , Energy Conversion and Management, vol. 39, no. 16, pp. 1835-1843.
Nag P.K.; Gupta A.V.S.S.K.S., 16 March 1998, <i>Exergy analysis of the Kalina cycle</i> , Applied Thermal Engineering, vol. 18, no. 6, pp. 427-439.
Nikolaidis C.; Probert D., 1 August 1998, <i>Exergy-method analysis of a two-stage vapour-compression refrigeration-plants performance</i> , Applied Energy, vol. 60, no. 4, pp. 241-256.
Polivoda, FA., 1998, <i>Analysis of the Exergy Efficiency and the Energy Efficiency of Photothermal-and-Voltaic Systems</i> , Thermal engineering, Vol. 45, No. 7, pp. 609.
Ramayya, AV; Ramesh, KN., 1998, <i>Exergy Analysis of Latent Heat Storage Systems with Sensible Heating and Subcooling of PCM</i> , International journal of energy research, Vol. 22, No. 5, pp. 411.
Ravikumar T.S.; Suganthi L.; Anand A.S., May 1998, <i>Exergy analysis of solar assisted double effect absorption refrigeration system</i> , Renewable Energy, vol. 14, no. 1, pp. 55-59.
Rivero, R.; Rendón, C.; Monroy, L., Mayo-Junio 1998, <i>Determinación de la Exergia de una Mezcla de Crudos Istmo-Maya</i> , Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XXXIX, Vol. 5-6, pp. 26-30.
Sea, BK; Kusakabe, K; Moroka, S., 1998, <i>Hydrogen Recovery from a H₂-H₂O-HBr Mixture Utilizing Silica-Based Membranes at Elevated Temperatures. 2. Calculation of Exergy Losses in H₂ Separation Using Inorganic Membranes</i> , Industrial & engineering chemistry research, Vol. 37, No. 6, pp. 2509.
Sieniutycz S., January 1998, <i>Hamilton-Jacobi-Bellman analysis of irreversible thermal exergy</i> , International Journal of Heat and Mass Transfer, vol. 41, no. 1, pp. 183-195.
Sieniutycz S.; von Spakovsky M.R., 15 September 1998, <i>Finite time generalization of thermal exergy</i> , Energy Conversion and Management, vol. 39, no. 14, pp. 1423-1447.
Sorin M.; Bonhivers J.-C.; Paris J., November 1998, <i>Exergy efficiency and conversion of chemical reactions</i> . Energy Conversion and Management, vol. 39, no. 16, pp. 1863-1868.

Torres E.A.; Gallo W.L.R., <i>Exergetic evaluation of a cogeneration system in a petrochemical complex</i> , Energy Conversion and Management, November 1998, vol. 39, no. 16, pp. 1845-1852.
Torres R.; Picon Nunez M.; Cervantes de G. J., April 1998, <i>Exergy analysis and optimization of a solar-assisted heat pump</i> , Energy, vol. 23, no. 4, pp. 337-344.
van Gool W., November 1998, <i>Thermodynamics of chemical references for exergy analysis</i> , Energy Conversion and Management, vol. 39, no. 16, pp. 1719-1728.
Wu C., May 1998, <i>Effect of heat transfer law on finite-time exergoeconomic performance of Carnot heat pump</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 39, no. 3, pp. 216-216.
Zaleta-Aguilar A.; Ranz L.; Valero A., November 1998, <i>Towards a unified measure of renewable resources availability: the exergy method applied to the water of a river</i> , Energy Conversion and Management, vol. 39, no. 16, pp. 1911-1917.

Publicaciones 1997.

Acar H.I., July 1997, <i>Second law analysis of the reheat-regenerative rankine cycle</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 4, pp. 272-272.
Bastianoni S.; Marchettini N., 16 June 1997, <i>Emergy/exergy ratio as a measure of the level of organization of systems</i> , Ecological Modelling, vol. 99, no. 1, pp. 33-40.
Bedringas K.W., May 1997, <i>Exergy analysis of solid-oxide fuel-cell (SOFC) systems</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 3, pp. 192-192.
Bendoricchio G.; Jorgensen S.E., 15 October 1997, <i>Exergy as goal function of ecosystems dynamic</i> , Ecological Modelling, vol. 102, no. 1, pp. 5-15.
Bram S.; De Ruyck J., November 1997, <i>Exergy analysis tools for aspen applied to evaporative cycle design</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 6, pp. 427-427.
Budiman, A; Ishida, M., 1997, <i>Relationship Between Distillation Column and Distribution of Exergy Losses and Driving Forces</i> , Journal of chemical engineering of japan, Vol. 30, No. 5, pp. 966.
Connelly L.; Koshland C.P., March 1997, <i>Two aspects of consumption: using an exergy-based measure of degradation to advance the theory and implementation of industrial ecology</i> , Resources, Conservation and Recycling, vol. 19, no. 3, pp. 199-217.
Cornelissen R.L.; Hirs G.G., November 1997, <i>Exergetic optimization of a heat exchanger</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 6, pp. 434-434.
De Oliveira S.; Van Hombeeck M., November 1997, <i>Exergy analysis of petroleum separation processes in offshore platforms</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 6, pp. 390-390.
DeOliveiraJunior, S; VanHombeeck, M., 1997, <i>Exergy analysis of petroleum separation processes in offshore platforms</i> , Energy conversion and management, Vol. 38, No. 15-17, pp. 1577
Feng, X; Zhu, XX., 1997, <i>Combining pinch and exergy analysis for process modifications</i> , Applied thermal engineering, Vol. 17, No. 3, pp. 249.
Fijaukowski S.; Nakonieczny K., 16 September 1997, <i>Operation of Exhaust Systems of Turbocharged Diesel Engines Identified by Means of Exergy Analysis</i> , Proceedings of the I MECH E Part D Journal of Automobile Engineering, vol. 211, no. 5, pp. 391-405.
Finnveden G.; Ostlund P., September 1997, <i>Exergies of natural resources in life-cycle assessment and other applications</i> , Energy, vol. 22, no. 9, pp. 923-931
Fratzscher W., October 1997, <i>Exergy and possible applications</i> , Revue Generale de Thermique, vol. 36, no. 9, pp. 690-696.

Fujisawa T.; Tani T., November 1997, *Annual exergy evaluation on photovoltaic-thermal hybrid collector*, Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 6, pp. 412-412.

Fuliu, X., 1997, *Exergy and structural exergy as ecological indicators for the development state of the Lake Chaohu ecosystem*, Ecological modeling, Vol. 99, No. 1, pp. 41.

Funtowicz S.O.; Ravetz J.R., November 1997, *The poetry of thermodynamics - Energy, entropy/exergy and quality*, Futures, vol. 29, no. 9, pp. 791-810.

Fyke A.; Li D.; Crane P.; Scott D.S., April 1997, *Recovery of thermomechanical exergy from cryofuels*, International Journal of Hydrogen Energy, vol. 22, no. 4, pp. 435-440.

Hellstrom D.; Karrman E., 1997, *Exergy analysis and nutrient flows of various sewerage systems*, Water Science and Technology, vol. 35, no. 9, pp. 135-144.

Hellstrom, D., 1997, *An exergy analysis for a wastewater treatment plant—an estimation of the consumption of physical resources*, Water environment research, Vol. 69, No. 1, pp. 44.

Hinderink A.P., March 1997, *Exergy analysis with a flowsheeting simulator—II. Application; synthesis gas production from natural gas*, Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 2, pp. 88-88.

Jin, H; Ishida, M; Nunokawa, M., 1997, *Exergy Evaluation of Two Current Advanced Power Plants: Supercritical Steam Turbine and Combined Cycle*, Journal of energy resources technology, Vol. 119, No. 4, pp. 250-

Kucharski, F., 1997, *On the concept of exergy and available potential energy*, Quarterly journal of the Royal Meteorological Society, Vol. 123, No. 542pa, pp. 2141.

Lior N., November 1997, *Energy, exergy and thermoeconomic analysis of the effects of fossil-fuel superheating in nuclear power plants*, Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 6, pp. 405-406.

Marques J.C.; Pardal M.a.; Nielsen S.N.; Jorgensen S.E., 15 October 1997, *Analysis of the properties of exergy and biodiversity along an estuarine gradient of eutrophication*, Ecological Modelling, vol. 102, no. 1, pp. 155-167.

Nielsen S.N., 15 October 1997, *Examination and optimization of different exergy forms in macrophyte societies*, Ecological Modelling, vol. 102, no. 1, pp. 115-127.

Nilsson D., 1997, *Energy, exergy and emergy analysis of using straw as fuel in district heating plants*, Biomass and Bioenergy, vol. 13, no. 1, pp. 63-73.

Ossebaard M.E.; Van Wijk A.J.M.; Van Wees M.T., November 1997, *Heat supply in The Netherlands: a systems analysis of costs, exergy efficiency, CO₂ and NO_x emissions*, Energy, vol. 22, no. 11, pp. 1087-1098.

Pak P.S.; Suzuki Y., July 1997, *Exergetic evaluation of gas turbine cogeneration systems for district heating and cooling*, Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 4, pp. 254-254.

Pak P.S.; Suzuki Y., July 1997, *Exergetic evaluation of methods for improving power generation efficiency of a gas turbine cogeneration system*, Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 4, pp. 254-254.

Rakopoulos C.D.; Giakoumis E.G., September 1997, *Simulation and exergy analysis of transient diesel-engine operation*, Energy, vol. 22, no. 9, pp. 875-885.

Rao, RR; Srinivasan, K., 1997, *Exergy Diagrams for Nitrogen on ITS-90*, International journal of energy research, Vol. 21, No. 11, pp. 1053.

Rao, RR; Srinivasan, K., 1997, *Exergy Diagrams for Nitrogen on ITS-90*, International journal of energy research, Vol. 21, No. 11, pp. 1053.

Rivero, R., *Las Celdas de Combustible y sus Perspectivas de Aplicación en Procesos de Refinación de Petróleo*, Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XXXVIII, Vol. 11-12, Noviembre-Diciembre 1997, pp. 18-26.

Rivero, R.; Anaya, A., <i>Exergy Analysis of Industrial Processes. Energy - Economy - Ecology</i> , Latin American Applied Research (ISSN: 0327-0793), Vol. 27, No. 4, 1997, pp. 191-205.
Rivero, R.; Araya, A., 1997, <i>Exergy Analysis of Industrial Processes - Energy - Economy - Ecology</i> , Latin American applied research, Vol. 27, No. 4, pp. 191.
Rosen, MA; Dincer, I., 1997, <i>Sectoral Energy and Exergy Modeling of Turkey</i> , Journal of energy resources technology, Vol. 119, No. 3, pp. 200.
Safonov M.S., March 1997, <i>Reduction of exergy losses through the distribution of the reactants and temperature in the double-stage autothermic conversion of methane</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 2, pp. 92-92.
Sahin B.; Kodal A.; Ekmekci I.; Yilmaz T., May 1997, <i>Exergy optimization for an endoreversible cogeneration cycle</i> , Energy, vol. 22, no. 5, pp. 551-557.
Sauar, E.; Rivero, R.; Kjelstrup, S.; Lien, K.M., <i>Diabatic Column Optimization Compared to Isoforce Columns</i> , Energy Conversion and Management (ISSN: 0196-8904), Vol. 38, No. 15-17, 1997, pp.1777-1783.
Sorin M.; Paris J., 1997, <i>Combined Exergy and Pinch Approach to Process Analysis</i> , Computers and Chemical Engineering, vol. 21, no. 1000, pp. 23-28.
Svirezhev, Y., 1997, <i>Exergy of the Biosphere</i> , Ecological modelling, Vol. 96, No. 1/3, pp. 309.
Szargut, J., 1997, <i>Depletion of Unrestorable Natural Exergy Resources</i> , Bulletin of the Polish Academy of Sciences. Chemistry, Vol. 45, No. 2, pp. 241.
Tsatsaronis G.; Moran M.J., October 1997, <i>Exergy-aided cost minimization</i> , Energy Conversion and Management, vol. 38, no. 15, pp. 1535-1542.
X. F.; X. X.Z., March 1997, <i>Combining pinch and exergy analysis for process modifications</i> , Applied Thermal Engineering, vol. 17, no. 3, pp. 249-261.
Zemp R.J.; de Faria S.H.B.; de L. Oliveira Maia M., May 1997, <i>Driving Force Distribution and Exergy Loss in the Thermodynamic Analysis of Distillation Columns</i> , Computers and Chemical Engineering, vol. 21, no. 1001, pp. 523-528.
Zheng D., May 1997, <i>Standard exergies for major organic compounds including working pairs for heat pumps</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 38, no. 3, pp. 184-184.

Publicaciones 1996.

Bernard S.L.; Luchtel D.L.; Glennly R.W.; Lakshminarayan S.; Millan M.I.; Hernandez F.; Martin E., June 1996, <i>Available solar exergy in an absorption cooling process</i> , Solar Energy, vol. 56, no. 6, pp. 505-511.
Bettagli N.; Bidini G., February 1996, <i>Larderello-farinello-valle secolo geothermal area: exergy analysis of the transportation network and of the electric power plants</i> , Geothermics, vol. 25, no. 1, pp. 3-16.
Bram S.; De Ruyck J., May 1996, <i>Exergy analysis and design of mixed CO₂/steam gas turbine cycles</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 37, no. 3, pp. 210-210.
Dunbar W.R., January 1996, <i>Exergy analysis of an operating boiling-water-reactor nuclear power station</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 37, no. 1, pp. 21-21.
Eskin N.; Kilic A., November 1996, <i>Estimation of cooling tube location in fluidized bed coal combustors through exergy analysis</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 37, no. 6, pp. 447-447.
Hamed O.A., September 1996, <i>Thermal performance and exergy analysis of a thermal vapor compression desalination system</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 37, no. 5, pp. 376-376.

Hamed O.A.; Zamamiri A.M.; Aly S.; Lior N., April 1996, <i>Thermal performance and exergy analysis of a thermal vapor compression desalination system</i> , Energy Conversion and Management, vol. 37, no. 4, pp. 379-387.
Hinderink A.P.; Kerkhof F.P.J.M.; Lie A.B.K.; De Swaan Arons J.; Van Der Kooi H.J., October 1996, <i>Exergy analysis with a flowsheeting simulator—I. Theory; calculating exergies of material streams</i> , Chemical Engineering Science, vol. 51, no. 20, pp. 4693-4700.
Hinderink A.P.; Kerkhof F.P.J.M.; Lie A.B.K.; De Swaan Arons J.; Van Der Kooi H.J., October 1996, <i>Exergy analysis with a flowsheeting simulator—II. Application; synthesis gas production from natural gas</i> , Chemical Engineering Science, vol. 51, no. 20, pp. 4701-4715.
Izquierdo Millan M., November 1996, <i>Available solar exergy in an absorption cooling process</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 37, no. 6, pp. 437-437.
Jianguo X.; Agrawal R., 17 April 1996, Gas separation membrane cascades I. One-compressor cascades with minimal exergy losses due to mixing, Journal of Membrane Science, vol. 112, no. 2, pp. 115-128.
Jizhong Z.; Shijun M.; Hinman G.W., January 1996, <i>Ecological exergy analysis: a new method for ecological energetics research</i> , Ecological Modeling, vol. 84, no. 1, pp. 291-303.
Le Goff, P.; Cachot, P.; Rivero, R., 1996, <i>Exergy Analysis of Distillation Processes</i> , Chemical Engineering & Technology (ISSN: 0930-7516), Vol. 19, pp. 478-485.
Nakicenovic N.; Gilli P.V.; Kurz R., March 1996, <i>Regional and global exergy and energy efficiencies</i> , Energy, vol. 21, no. 3, pp. 223-237.
Rivero, R., Hernández, R., Julio-Agosto 1996, <i>Determinación de Costos de Producción de Vapor y Electricidad en una Refinería Utilizando el Método de Exergia</i> . Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XXXVII, Vol. 7-8, pp. 35-41.
Rivero, R., Hernández, R., Septiembre-Octubre 1996, <i>Exergoeconomic Analysis of a Refinery's Utilities Plant. Part II: Improvement Proposals</i> , Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XXXVII, Vol. 7-8, pp. 39-42.
Rivero, R., Marzo-Abril 1996, <i>Programas Integrales de Ahorro de Energía (Exergia) en la Industria Petrolera</i> , Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XXXVII, Vol. 3-4, pp. 26-30.
Salomonsen J.; Jensen J.J., June 1996, <i>Use of a lake model to examine exergy response to changes in phytoplankton growth parameters and species composition</i> , Ecological Modelling, vol. 87, no. 1, pp. 41-49.
Staine F.; Favrat D., June 1996, <i>Energy integration of industrial processes based on the pinch analysis method extended to include exergy factors</i> , Applied Thermal Engineering, vol. 16, no. 6, pp. 497-507.
Valero A.; Lozano M.A.; Bartolome J.L., December 1996, <i>On-line monitoring of power-plant performance, using exergetic cost techniques</i> , Applied Thermal Engineering, vol. 16, no. 12, pp. 933-948.
Watanabe T.; Kanzawa A., January 1996, <i>Second law optimization of a latent heat storage system with PCMs having different melting points</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 37, no. 1, pp. 66-66.
Woudstra T.; Woudstra N., January 1996, <i>Exergy analysis of hot-gas clean-up in IGCC systems</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 37, no. 1, pp. 46-46.
Yan Z.; Chen L., 1996, <i>Optimization of the rate of exergy output for an endoreversible Carnot refrigerator</i> , Journal of Physics D: Applied Physics, vol. 29, no. 12, pp. 3017-3021.

Publicaciones 1995.

Aphornratana S.; Eames I.W., May 1995, <i>Thermodynamic analysis of absorption refrigeration cycles using the second law of thermodynamics method</i> , International Journal of Refrigeration, vol. 18, no. 4, pp. 244-252.
Bisio G., February 1995, <i>Thermodynamic analysis of the use of pressure exergy of natural gas</i> , Energy, vol. 20, no. 2, pp. 161-167.
Das S.K.; Roetzel W., 1995, <i>Exergetic analysis of plate heat exchanger in presence of axial dispersion in fluid</i> , Cryogenics, vol. 35, no. 1, pp. 3-8.
Dunbar W.R.; Moody S.D.; Lior N., March 1995, <i>Exergy analysis of an operating boiling-water-reactor nuclear power station</i> , Energy Conversion and Management, vol. 36, no. 3, pp. 149-159.
Kerkhoe F.P., September 1995, <i>Exergy analysis of combined-cycle integrated coal-gasification (GICC) plants</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 36, no. 5, pp. 358-358.
McGovern J.A.; Harte S., July 1995, <i>An exergy method for compressor performance analysis</i> , International Journal of Refrigeration, vol. 18, no. 6, pp. 421-433.
Ozdogan S.; Arikol M., January 1995, <i>Energy and exergy analyses of selected Turkish industries</i> , Energy, vol. 20, no. 1, pp. 73-80.
Patten B.C., May 1995, <i>Network integration of ecological extremal principles: exergy, energy, power, ascendancy, and indirect effects</i> , Ecological Modelling, vol. 79, no. 1, pp. 75-84.
Rivero, R., Julio-Agosto 1995, <i>Análisis Exergoeconómico de Procesos</i> , Revista del IMIQ (ISSN: 0188-7319), Año XXXVI, Vol. 7-8, pp. 19-24.
Y. W., November 1995, <i>Exergy analysis of a delayed coking plant</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 36, no. 6, pp. 408-408.
Yang X., September 1995, <i>Exergy analysis of a delayed coker unit</i> , Fuel and Energy Abstracts, vol. 36, no. 5, pp. 328-328.

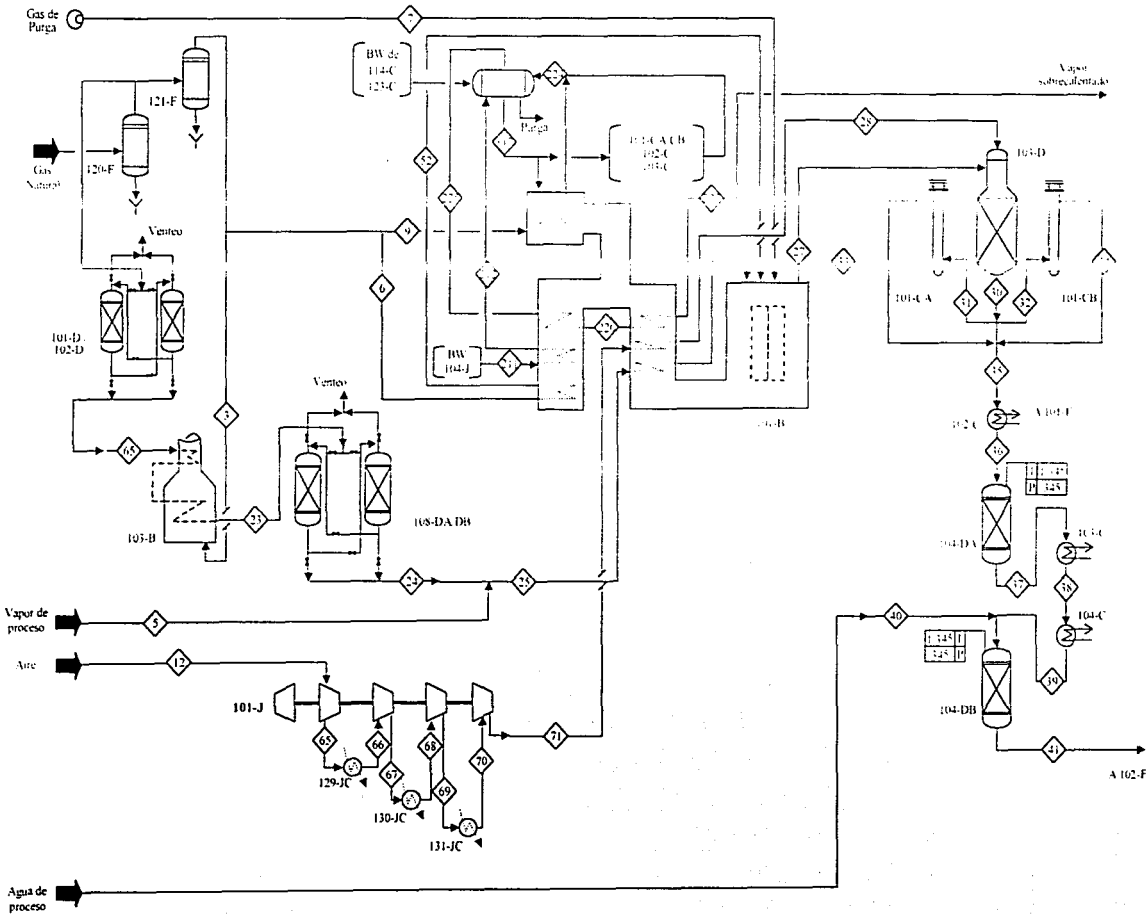
TESIS CON
FALLA DE CUBIEN

Apéndice B.

Diagramas de Flujo y Lista de Equipo del proceso de producción de amoníaco.

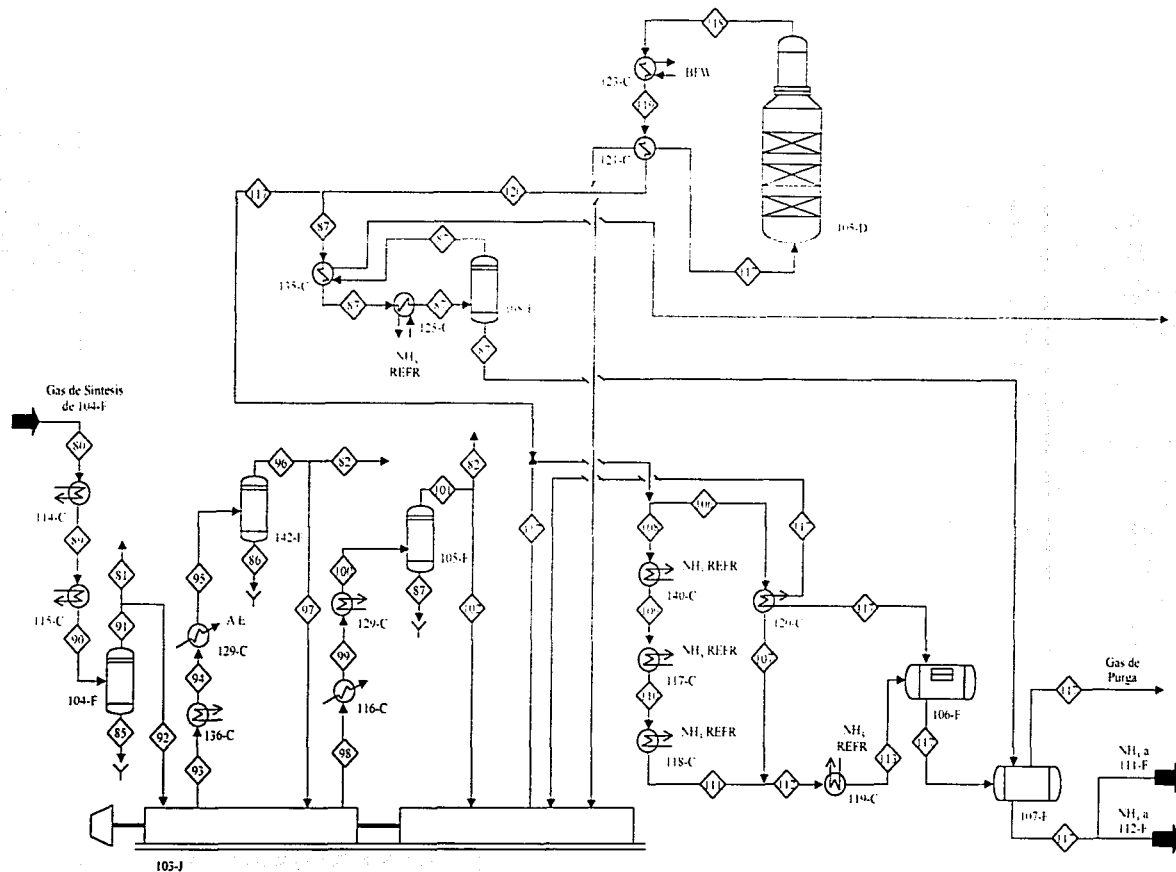
TESIS CON
FALLA DE CIRCEN

Secuencia del proceso simulado para el Bloque I: Preparación de gas de síntesis.



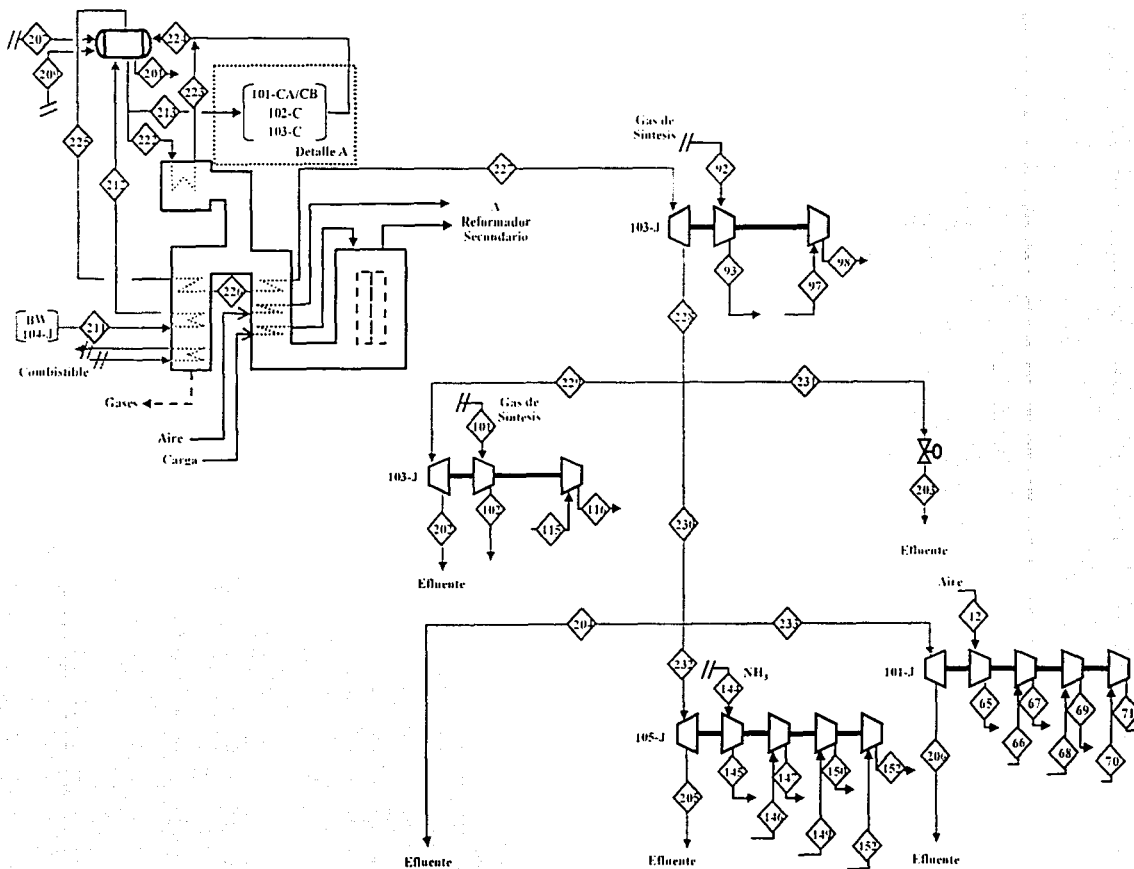
TRISIS CON
 FALTA DE UNIFORMIDAD

Secuencia del proceso simulado para el Bloque III: Síntesis de amoníaco



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Circuito para generar vapor en la planta de amoniaco



Bloque I Reformación de gas natural.

101-J	Compresor de aire con vapor de media
103-B	Precalentador de Carga
101-B	Reformador Primario
103-D	Reformador Secundario
101-CA/CB, 102-C y 103-C	Intercambiadores de Recuperación de Calor
104-DA	Convertidor de alta temperatura
104-C	Intercambiador proceso / proceso
104-DB	Convertidor de baja temperatura

Bloque II Absorción de dióxido de carbono.

105-CA/CB	Intercambiador proceso / fondo torre agotadora de CO ₂
106-C	Interenfriador del tanque separador de gas de síntesis (102-F)
136-C	Intercambiador proceso (reformación) / proceso (síntesis)
102-F	Tanque separador de gas de síntesis
101-E	Absorbedor de CO ₂
106-D	Metanizador

Bloque III Síntesis.

103-J	Compresor de gas de síntesis (dos etapas con vapor de alta y dos etapas con vapor de media)
105-J	Compresor de amoníaco con vapor de media
114-C	Intercambiador proceso (síntesis) / agua para tanque de vapor
115-C	Enfriador de corriente de proceso
170-C	Enfriador de corriente de proceso
116-C	Enfriador de corriente de proceso
129-C	Enfriador de gas de síntesis / refrigeración de NH ₃
124-C	Enfriador de corriente de proceso
120-C	Intercambiador proceso (síntesis) / procesos (síntesis)
140-C	Enfriador de gas de síntesis / refrigeración de NH ₃
117-C	Enfriador de gas de síntesis / refrigeración de NH ₃
118-C	Enfriador de gas de síntesis / refrigeración de NH ₃
119-C	Enfriador de gas de síntesis / refrigeración de NH ₃
121-C	Intercambiador proceso (síntesis) / procesos (síntesis)
105-D	Reactor de Síntesis
123-C	Intercambiador proceso (síntesis) / agua para tanque de vapor
139-C	Intercambiador proceso (síntesis) / procesos (síntesis)
125-C	Enfriador de gas de síntesis / refrigeración de NH ₃

**Memoria de cálculo para
balances de materia, entalpia y
entropia.**

Balances para condiciones de operación

Bloque I. Reformación de Gas Natural.

Balance de materia, entalpia y entropia general

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
1	7.92	---	-32.44	---	-12.32	---
2	0.12	---	-0.49	---	-0.19	---
3	0.23	---	-0.94	---	0.02	---
4	6.3	---	-1.03	---	-0.69	---
5	33.37	---	-429.11	---	-11.99	---
6	4.79	---	-18.18	---	-1.46	---
7	0.00 ⁽¹⁾	---	0.00	---	0.00	---
8	96.98	---	-42.98	---	23.05	---
9	0.93	---	-3.78	---	-0.14	---
10	0.00	---	0.00	---	0.00	---
11	18.23	---	-8.32	---	4.35	---
211	30.37	---	-62.34	---	44.79	---
222	17.55	---	-21.77	---	55.85	---
225	91.37	---	15.65	---	511.20	---
212	---	30.37	---	-36.62	---	98.51
223	---	17.55	---	2.64	---	97.56
227	---	91.37	---	70.15	---	595.36
12	19.93	---	0.18	---	4.24	---
13	1.83	---	-28.48	---	-10.29	---
15	---	6.53	---	-10.45	---	7.54
16	---	120.91	---	-319.45	---	113.57
41	---	63.17	---	-472.87	---	-4.18
TOTAL	329.92	329.90	-634.03	-766.60	606.42	908.36

⁽¹⁾ El flujo de gas de purga es despreciable en comparación con el flujo de gas natural.

Cambio de entalpia (ΔH)
 $\Delta H = -766.60 - (-634.03)$
 $\Delta H = -132.57 \text{ MJ/s}$

Cambio de entropia (ΔS)
 $\Delta S = 908.36 - 606.42$
 $\Delta S = 301.94 \text{ kJ/s K}$

Balance de entalpia y entropia por equipos

Por ser el reformador primario uno de los equipos importantes del proceso de producción de amoníaco, su análisis se desglosa como a continuación se presenta. Para los demás equipos se presentará una tabla en la que se indique su cambio de entalpia y entropia. La descripción de las claves (tags) de los equipos se encuentra en el apéndice B.

Reformador primario

Para la combustión

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
6	4.79	---	-18.18	---	-1.46	---
7	0.00	---	0.00	---	0.00	---
8	96.98	---	-42.98	---	23.05	---
9	0.93	---	-3.78	---	-0.14	---
10	0.00	---	0.00	---	0.00	---
11	18.23	---	-8.32	---	4.35	---
16	---	120.91	---	-319.45	---	113.57
SUBTOTAL	120.93	120.91	-73.26	-319.45	25.80	113.57

Corrientes de proceso

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
24	8.04	---	-24.94	---	5.01	---
5	33.37	---	-429.11	---	-11.99	---
27	---	41.41	---	-336.92	---	78.54
SUBTOTAL	41.41	41.41	-454.05	-336.92	-6.98	78.54

Corrientes de servicio

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
71	19.93	---	3.88	---	-6.54	---
28	---	19.93	---	9.84	---	3.02
226	91.34	---	44.02	---	557.98	---
227	---	91.34	---	70.15	---	595.36
225	91.34	---	15.65	---	511.20	---
226	---	91.34	---	44.02	---	557.98
211	30.37	---	-62.34	---	44.79	---
212	---	30.37	---	-36.62	---	98.51

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
222	17.55	---	-21.77	---	55.85	---
223	---	17.55	---	2.64	---	97.56
SUBTOTAL	250.53	250.53	-20.56	90.03	1,163.28	1,352.43

	Entalpia		Entropia	
	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
Combustión	-73.26	-319.45	25.80	113.57
Proceso	-454.05	-336.92	-6.98	78.54
Servicios	-20.56	90.03	1,163.28	1,352.43
TOTAL	-547.87	-566.34	1,182.10	1,544.54

Cambio de entalpia (ΔH)

$$\Delta H = -566.34 - (-547.87)$$

$$\Delta H = -18.47 \text{ MJ/s}$$

Cambio de entropia (ΔS)

$$\Delta S = 1,544.54 - 1,182.10$$

$$\Delta S = 362.44 \text{ kJ/s K}$$

Los resultados anteriores se utilizan en la siguiente tabla.

	ΔH MJ/s	ΔS KJ/s K
103-B	-0.37	25.86
108-DB	-0.11	-0.13
101-B	-18.47	362.44
101-J	11.23	7.06
129-JC	-1.65	-4.33
130-JC	-2.78	-6.37
131-JC	-3.11	-7.14
103-D	-0.95	42.13
101 CA/CB	-83.71	-84.63
102-C	-8.89	-13.50
104-DA	0.00	14.35
103-C	-12.78	-19.52
104-C	-11.00	-19.52
B12	0.00	1.03
104-DB	0.00	4.21
TOTAL	-132.59	301.94

Bloque II. Absorción de CO₂ y Metanación

Balance de materia, entalpia y entropia general

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
41	63.17	---	-472.87	---	-4.18	---
14	2.89	---	-44.81	---	-16.04	---
17	---	20.79	---	-322.09	---	-114.68
18	---	2.72	---	-42.42	---	-15.81
19	---	1.39	---	-21.85	---	-8.63
20	---	21.64	---	-193.21	---	-11.99
21	---	19.52	---	8.36	---	-4.19
TOTAL	66.06	66.06	-517.68	-571.20	-20.22	-155.30

Cambio de entalpia (ΔH)
 $\Delta H = -571.20 - (-517.68)$
 $\Delta H = -53.52 \text{ MJ/s}$

Cambio de entropia (ΔS)
 $\Delta S = -155.30 - (-20.22)$
 $\Delta S = -135.08 \text{ kJ/s K}$

Balance de entalpia y entropia por equipo

	ΔH MJ/s	ΔS kJ/s K
105-C	-52.67	-121.63
102-F1	0.00	0.00
106-C	-8.57	-22.17
102-F2	0.00	0.00
101-E	-6.61	-28.14
136-C	3.34	9.28
104-C	11.00	23.90
106-D	0.00	3.67
TOTAL	-53.51	-135.09

Bloque III. Síntesis

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
80	19.46	---	9.09	---	-4.17	---
81	---	0.38	---	-0.03	---	-0.90
82	---	0.12	---	-0.01	---	-0.36
83	---	1.36	---	-0.79	---	-4.96
84	---	0.30	---	-1.22	---	-1.78
85	---	0.53	---	-8.36	---	-3.49
86	---	0.04	---	-0.70	---	-0.29
87	---	0.05	---	-0.78	---	-0.34
88	---	16.68	---	-68.02	---	-99.25
TOTAL	19.46	19.46	9.09	-79.90	-4.17	-111.37

Cambio de entalpia (ΔH)

$$\Delta H = -79.90 - 9.09$$

$$\Delta H = \mathbf{-88.99 \text{ MJ/s}}$$

Cambio de entropia (ΔS)

$$\Delta S = -111.37 - (-4.17)$$

$$\Delta S = \mathbf{-107.20 \text{ kJ/s K}}$$

Balace de entalpia y entropia por equipo

	ΔH MJ/s	ΔS kJ/s K
114-C	-5.95	-11.02
115-C	-13.00	-33.37
104-F	0.00	0.00
103-J1	23.23	25.86
136-C	-1.73	-4.14
170-C	-4.45	-12.60
142-F	0.00	0.00
116-C	-5.33	-15.02
129-C	-2.09	-6.97
105-F	0.00	0.00
124-C ⁽²⁾	-2.72	-2.84
120-C ⁽³⁾	0.00	2.80
140-C	-6.33	-20.48
117-C	-11.41	-39.19
118-C	-9.35	-34.34
119-C ⁽⁴⁾	-5.46	-20.61
106-F	0.00	0.00
121-C ⁽³⁾⁽⁴⁾	0.00	8.28
105-D	0.00	143.97
123-C	-43.97	-85.96
139-C ⁽³⁾	0.00	0.07
125-C	-0.45	-1.63
108-F	0.00	0.00

	ΔH MJ/s	ΔS KJ/s K
TOTAL	-89.01	-107.19

(2) Se incluyen los cambios ocasionados por el mezclador de la recirculación de amoníaco y el posterior divisor de corriente.

(3) En estos equipos la carga térmica es cedida y absorbida por la misma corriente de proceso, el valor de $\Delta H = 0.00$ indica que la carga térmica no se transfiere fuera del bloque o no es absorbida desde otro bloque, es decir, la carga es cedida y absorbida por la misma corriente de proceso. Los valores de las cargas térmicas transferidas, se presentan a continuación:

120-C 8.80 MJ/s

121-C 31.02 MJ/s

139-C 0.14 MJ/s

(4) Se incluye el cambio ocasionado por el mezclador / divisor de corriente anterior / posterior al equipo.

Generación de vapor

Balance de materia, entalpia y entropia general

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
207	55.44	---	-113.82	---	81.78	---
209	7.43	---	-15.26	---	10.97	---
211	30.37	---	-62.34	---	44.79	---
201	---	1.86	---	-2.10	---	6.31
202	---	16.38	---	0.12	---	126.23
203	---	0.49	---	0.28	---	3.70
204	---	37.76	---	21.82	---	249.82
205	---	17.85	---	-0.73	---	135.04
206	---	18.90	---	-0.84	---	142.29
TOTAL	93.24	93.24	-191.42	18.55	137.54	663.38

Cambio de entalpia (ΔH)

$\Delta H = 18.55 - (-191.42)$

$\Delta H = 209.97$ MJ/s

Cambio de entropia (ΔS)

$\Delta S = 663.38 - 137.54$

$\Delta S = 525.84$ kJ/s K

Balace de entalpia y entropia por equipo

	ΔH MJ/s	ΔS KJ/s K
123-C	44.06	92.93
114-C	5.95	12.54
Serpentín BFW	25.73	53.71
101-CA	41.86	71.52
101-CB	41.85	71.50
102-C	8.89	15.19
103-C	12.78	21.83
Caldera Auxiliar	24.41	41.71
101-F	-0.55	-0.96
Serpentín HSCOLD	28.37	46.78
Serpentín HSHOT	26.13	37.38
103-J	-26.69	27.08
B4	0.00	0.00
B2	0.00	0.00
105-J	-11.04	16.91
101-J	-11.77	17.24
B5	0.00	0.49
TOTAL	209.98	525.85

Balances para condiciones de diseño

Bloque I. Reformación de Gas Natural.

Balance de materia, entalpia y entropia general

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
1	7.57	---	-33.76	---	-52.66	---
2	0.00	---	0.00	---	0.00	---
3	0.19	---	-0.85	---	-1.11	---
4	4.64	---	-0.82	---	-0.84	---
5	29.95	---	-384.16	---	-83.32	---
6	3.62	---	-14.98	---	-18.64	---
7	1.76	---	-1.79	---	-1.47	---
8	88.30	---	-40.54	---	-12.70	---
9	0.75	---	-3.33	---	-3.82	---
10	0.00	---	0.00	---	0.00	---
11	14.83	---	-6.81	---	2.13	---
211	17.77	---	-275.05	---	-141.28	---
222	17.55	---	-21.77	---	55.85	---
225	84.12	---	-1,114.61	---	-321.79	---
212	---	17.77	---	-260.37	---	-110.51
223	---	17.55	---	2.64	---	97.56
227	---	84.12	---	-1,062.70	---	-242.02
12	19.31	---	-9.48	---	2.65	---
13	0.00	---	0.00	---	0.00	---
15	---	4.83	---	-10.13	---	2.74
16	---	109.26	---	-290.10	---	71.59
41	---	57.29	---	-413.49	---	-40.40
78	19.77	---	-11.03	---	-7.59	---
75	1.07	---	-13.68	---	-2.95	---
76	---	19.87	---	-12.21	---	-7.32
72	---	0.00	---	0.00	---	0.00
73	---	0.35	---	-5.52	---	-3.04
74	---	0.16	---	-2.57	---	-1.40
TOTAL	311.20	311.20	-1,932.66	-2,054.45	-562.14	-232.80

Cambio de entalpia (ΔH)
 $\Delta H = -2,054.45 - (-1,932.66)$
 $\Delta H = -121.79 \text{ MJ/s}$

Cambio de entropia (ΔS)
 $\Delta S = -232.80 - (-562.14)$
 $\Delta S = 329.34 \text{ kJ/s K}$

Balance de entalpia y entropia por equipos

Para el reformador primario se aplica el mismo procedimiento que en las condiciones de operación.

Reformador primario

Para la combustión

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
6	3.62	---	-14.98	---	-18.64	---
7	1.76	---	-1.79	---	-1.47	---
8	88.30	---	-40.54	---	12.70	---
9	0.75	---	-3.33	---	-3.82	---
10	0.00	---	0.00	---	0.00	---
11	14.83	---	-6.81	---	2.13	---
16	---	109.26	---	-290.10	---	71.59
SUBTOTAL	109.26	109.26	-67.45	-290.10	-9.10	71.59

Corrientes de proceso

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
24	7.57	---	-26.79	---	-36.82	---
5	29.95	---	-384.16	---	-83.32	---
27	---	37.52	---	-298.78	---	23.47
SUBTOTAL	37.52	37.52	-410.95	-298.78	-120.14	23.47

Corrientes de servicio

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
78	19.77	---	-11.03	---	-7.59	---
28	---	19.77	---	-4.87	---	2.08
225	84.12	---	-1,114.61	---	-321.79	---
227	---	84.12	---	-1,062.70	---	-242.02
211	17.77	---	-275.05	---	-141.28	---
212	---	17.77	---	-260.37	---	-110.51
222	17.55	---	-21.77	---	55.85	---
223	---	17.55	---	2.64	---	97.56
SUBTOTAL	139.21	139.21	-1,422.46	-1,325.30	-414.81	-252.89

	Entalpía		Entropía	
	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
Combustión	-67.45	-290.10	-9.10	71.59
Proceso	-410.95	-298.78	-120.14	23.47
Servicios	-1,422.46	-1,325.30	-414.81	-252.89
TOTAL	-1,900.86	-1,914.18	-544.05	-157.83

Cambio de entalpía (ΔH)

$$\Delta H = -1,914.18 - (-1,900.86)$$

$$\Delta H = -13.34 \text{ MJ/s}$$

Cambio de entropía (ΔS)

$$\Delta S = -157.83 - (-544.05)$$

$$\Delta S = 386.22 \text{ kJ/s K}$$

Por equipo

	ΔH MJ/s	ΔS kJ/s K
103-B	-0.23	22.46
108-DB	-1.26	-1.93
101-B	-13.34	386.22
101-J	11.80	9.36
129-JC	-1.59	-3.80
130-JC	-3.90	-9.97
131-JC	-3.45	-8.61
B4	0.00	1.56
103-D	-3.14	55.65
101 CA/CB	-68.78	-67.58
102-C	-13.73	-19.66
104-DA	0.00	3.65
103-C	-10.64	-15.69
104-C	-13.54	-23.56
104-DB	0.00	1.23
TOTAL	-121.80	329.33

Bloque II. Absorción de CO₂ y Metanación

Balance de materia, entalpia y entropia general

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
41	57.29	---	-413.49	---	-40.40	---
14	4.28	---	-66.39	---	-34.35	---
17	---	19.13	---	-296.59	---	-152.60
18	---	3.16	---	-49.49	---	-26.51
19	---	0.78	---	-12.27	---	-6.75
20	---	19.93	---	-177.82	---	-9.56
21	---	18.57	---	8.01	---	-1.41
TOTAL	61.57	61.57	-479.88	-528.16	-74.75	-196.83

Cambio de entalpia (ΔH)

$$\Delta H = -528.16 - (-479.88)$$

$$\Delta H = -48.28 \text{ MJ/s}$$

Cambio de entropia (ΔS)

$$\Delta S = -196.83 - (-74.75)$$

$$\Delta S = -122.08 \text{ kJ/s K}$$

Balance de entalpia y entropia por equipo

	ΔH MJ/s	ΔS kJ/s K
105-C	-49.15	-111.80
102-F1	0.00	0.00
106-C	-10.38	-26.97
102-F2	0.00	0.00
101-E	-4.17	-20.58
136-C	1.88	5.36
104-C	13.54	29.13
106-D	0.00	2.78
TOTAL	-48.28	-122.08

Bloque III. Síntesis

Balance de materia, entalpia y entropia general para Síntesis

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
80	18.56	---	8.06	---	-1.36	---
81	---	0.00	---	0.00	---	---
82	---	0.00	---	0.00	---	---
83	---	1.66	---	-1.26	---	-7.65
84	---	0.33	---	-1.35	---	-3.88
85	---	0.75	---	-11.92	---	-6.84
86	---	0.04	---	-0.59	---	-0.34
87	---	0.04	---	-0.64	---	-0.38
88	---	15.75	---	-64.63	---	-184.80
TOTAL	18.56	18.57	8.06	-80.39	-1.36	-203.89

Cambio de entalpia (ΔH)

$$\Delta H = -80.39 - 8.06$$

$$\Delta H = -88.45 \text{ MJ/s}$$

Cambio de entropia (ΔS)

$$\Delta S = -203.99 - (-1.36)$$

$$\Delta S = -202.63 \text{ kJ/s K}$$

Balance de entalpia y entropia por equipo

	ΔH MJ/s	ΔS kJ/s K
114-C	-13.11	-24.85
115-C	-8.94	-24.67
104-F	0.00	0.00
103-J1	23.44	25.80
136-C	-2.54	-6.64
170-C	-2.93	-8.72
142-F	0.00	0.00
116-C	-5.54	-15.63
129-C	-1.43	-4.72
105-F	0.00	0.00
B1	0.00	9.78
124-C	-3.85	-11.81
B3	0.00	0.00
120-C	0.00	2.92
140-C	-5.21	-16.94
117-C	-9.98	-34.40
118-C	-7.38	-27.25
B9	0.00	0.05

	ΔH MJ/s	ΔS kJ/s K
119-C	-5.62	-21.89
106-F	0.00	0.00
121-C	0.00	0.34
105-D	0.00	47.78
123-C	-44.90	-90.14
B17	0.00	0.00
139-C	0.00	0.21
125-C	-0.46	-1.65
108-F	0.00	-0.09
TOTAL	-88.45	-202.52

Generación de vapor

Balanza de materia, entalpia y entropia general para Generación de vapor

	Materia		Entalpia		Entropia	
	Entradas kg/s	Salidas kg/s	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s	Entradas kJ/s K	Salidas kJ/s K
207	56.70	---	-877.52	---	-450.76	---
209	10.71	---	-165.75	---	-85.14	---
211	17.77	---	-275.05	---	-141.28	---
201	---	1.06	---	-15.37	---	-6.38
202	---	10.99	---	-148.47	---	-21.68
203	---	0.49	---	-6.23	---	-0.86
204	---	46.47	---	-595.53	---	-128.90
205	---	12.99	---	-176.09	---	-24.41
206	---	13.18	---	-178.74	---	-24.78
TOTAL	85.18	85.18	-1,318.32	-1,120.43	-677.18	-207.01

Cambio de entalpia (ΔH)
 $\Delta H = -1,120.43 - (-1,318.32)$
 $\Delta H = 197.89 \text{ MJ/s}$

Cambio de entropia (ΔS)
 $\Delta S = -207.01 - (-677.18)$
 $\Delta S = 470.17 \text{ kJ/s K}$

Balance de entalpia y entropia por equipo

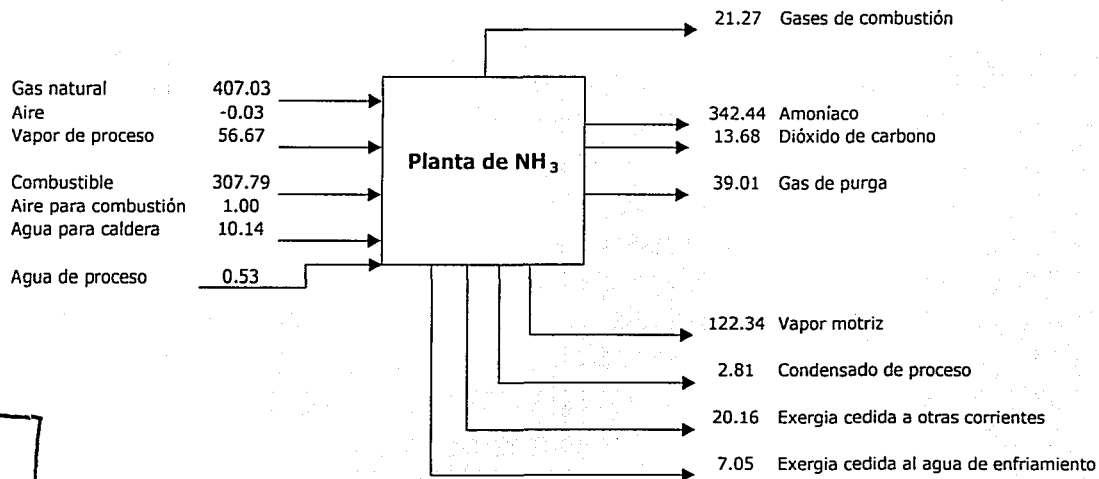
	ΔH	ΔS
	MJ/s	KJ/s K
123-C	43.76	92.72
114-C	9.85	20.27
Serpentín BFW	14.68	30.77
B3	0.00	0.08
101-C	94.96	161.56
101-F	25.11	43.61
Serpentín HSCOLD y HSHOT	51.90	79.77
103-J	-22.96	17.48
B4	0.00	0.00
B2	0.00	0.00
105-J	-9.63	11.62
101-J	-9.77	11.79
B5	0.00	0.49
TOTAL	197.90	470.16

Apéndice D.

Balance de exergía y cálculo de irreversibilidades.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

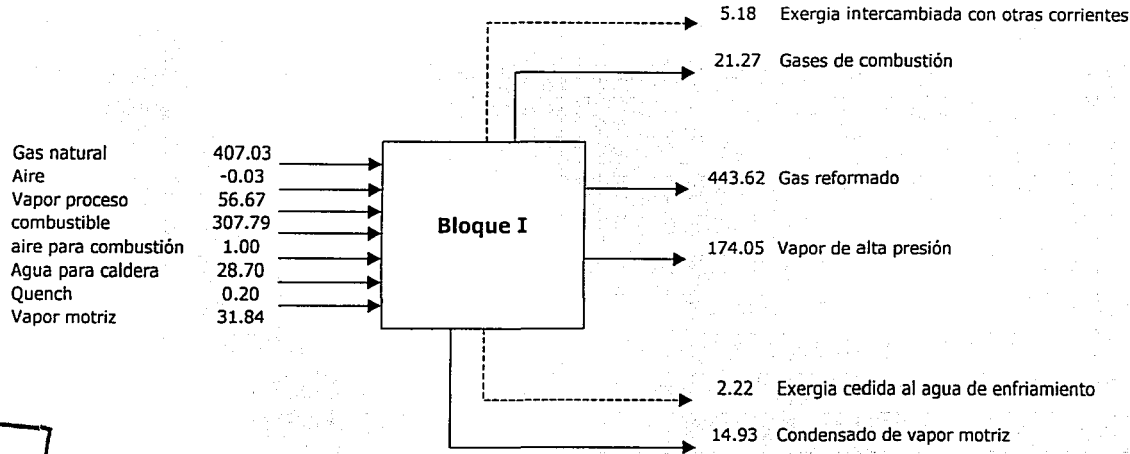
BALANCE DE EXERGIA PARA CALCULAR LOS PARÁMETROS DE EFICIENCIA EXÉRGICA DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE AMONIACO COMPLETA.



Extte	Exts	Irr	η	Exnts	ϵ	Efl	Pex	ξ	Exuts	Pot	Exntp
MJ/s	MJ/s	MJ/s		MJ/s		MJ/s	MJ/s		MJ/s	MJ/s	MJ/s
783.13	568.76	214.37	0.7263	440.74	0.5136	146.42	360.79	0.5393	422.34	250.69	226.37

TESTS CON
 FALLAS EN
 CALDEN

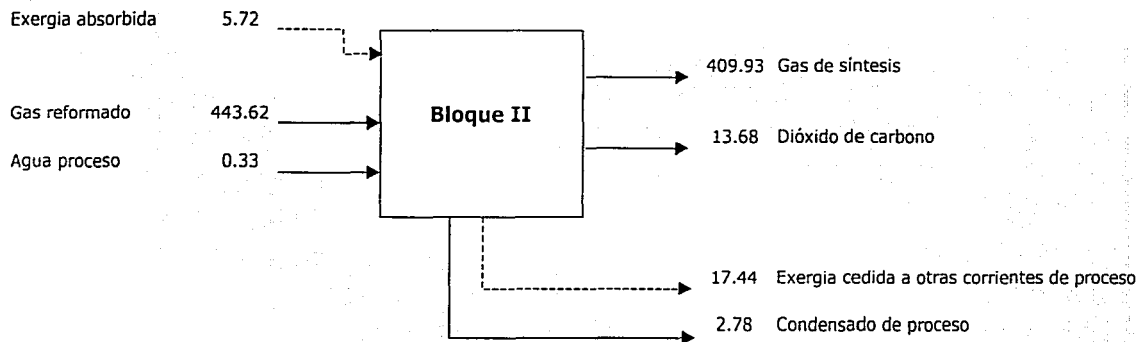
BALANCE DE EXERGIA PARA CALCULAR LOS PARÁMETROS DE EFICIENCIA EXÉRGICA PARA EL BLOQUE I.



Extte MJ/s	Extts MJ/s	Irr MJ/s	η	Exnts MJ/s	ϵ	Efl MJ/s	Pex MJ/s	ξ	Exuts MJ/s	Pot MJ/s	Exntp MJ/s
833.20	661.27	171.93	0.7937	304.43	0.4352	36.20	208.13	0.7502	625.07	133.30	132.5

TESIS CON
 FALLA DE CALIBRE

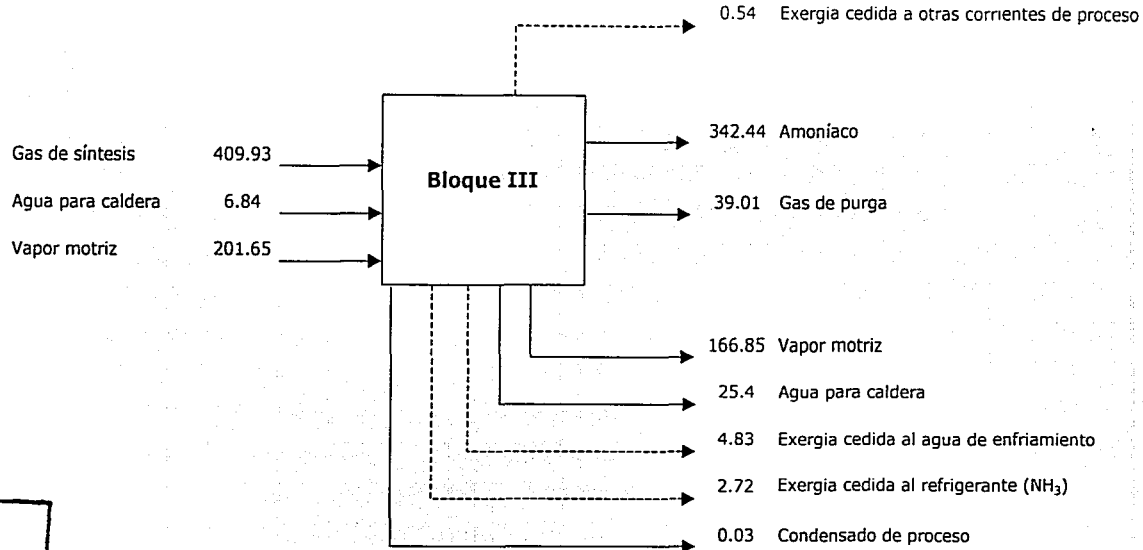
BALANCE DE EXERGIA PARA CALCULAR LOS PARÁMETROS DE EFICIENCIA EXÉRGICA PARA EL BLOQUE II.



Exnte	Exnts	Irr	η	Exnts	ε	Efi	Pex	ξ	Exuts	Pot	Exntp
MJ/s	MJ/s	MJ/s		MJ/s		MJ/s	MJ/s		MJ/s	MJ/s	MJ/s
449.67	443.83	5.84	0.9870	34.02	0.8283	2.78	8.62	0.9808	441.05	3.78	28.18

TESIS CON
 FALLA DE CUBIEN

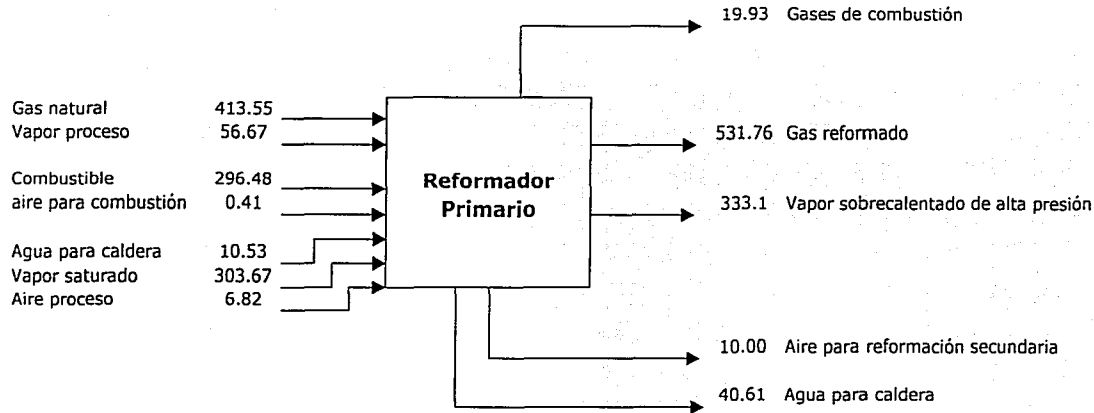
BALANCE DE EXERGIA PARA CALCULAR LOS PARÁMETROS DE EFICIENCIA EXÉRGICA PARA EL BLOQUE III.



Extte MJ/s	Extts MJ/s	Irr MJ/s	η	Exnts MJ/s	ϵ	Efl MJ/s	Pex MJ/s	ξ	Exuts MJ/s	Pot MJ/s	Exntp MJ/s
618.42	581.82	36.60	0.9408	102.29	0.6422	12.94	49.54	0.9199	568.88	26.04	65.69

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

BALANCE DE EXERGIA PARA CALCULAR LOS PARÁMETROS DE EFICIENCIA EXÉRGICA PARA EL REFORMADOR PRIMARIO.



Extte MJ/s	Exths MJ/s	Irr MJ/s	η	Exnts MJ/s	ε	Efl MJ/s	Pex MJ/s	ξ	Exuts MJ/s	Pot MJ/s	Exntp MJ/s
1088.13	935.40	152.73	0.8596	276.96	0.4485	19.93	172.66	0.8413	915.47	104.15	124.23

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

BALANCE DE EXERGIA Y CÁLCULO DE IRREVERSIBILIDAD PARA LA PLANTA DE AMONIACO A CONDICIONES DE OPERACIÓN.

El balance de exergia se expresa matemáticamente con la ecuación (9) del capítulo III. Rearreglando esta ecuación queda la ecuación, el balance de exergia se expresa mediante la ecuación (23).

$$Ex_{nc} = Ex_{ns} + Irr \quad (23)$$

ó

$$Ex_{ns} = Ex_{np} + Irr \quad (24)$$

donde, recordando los conceptos del capítulo III, Ex_{tte} es la exergia total a la entrada, Ex_{tts} es la exergia total a la salida, Ex_{nts} es la exergia neta total suministrada, la Ex_{ntp} es la exergia neta total producida y Irr es la irreversibilidad.

Las ecuaciones (23) y (24) se aplican de forma general para calcular la irreversibilidad de cualquier equipo.

Si se utiliza la ecuación (23) se debe definir claramente las corrientes que entran y salen al y del equipo.

Por otro lado, si se utiliza la ecuación (24), entonces se debe conocer aquellas corrientes que ceden exergia (Ex_{nts}) y aquellas que la absorben (Ex_{ntp}).

Como se recuerda del capítulo III, para el cálculo de la exergia de corrientes es necesario, calcular los valores de la entalpia y entropia tanto a condiciones de operación como a condiciones de un estado de referencia (25°C y 1 atm). Estos valores se calcularon dentro de una hoja de trabajo de excel.

Con los valores anteriores, y dependiendo del equipo a analizar, el cálculo de la irreversibilidad de cada equipo se aplica una de las dos ecuaciones anteriormente expresadas.

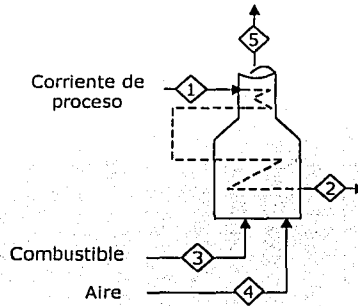
En algunos casos, como en los reactores, la identificación de las corrientes de exergia neta total suministrada y total producida depende de las condiciones de operación de éstos. En algunos otros, como en los mezcladores y separadores, la exergia neta total suministrada será suministrada por la exergia química o por la exergia física de la corriente. En conclusión, se puede decir, que la identificación de este tipo de exergias depende de la operación que realice el equipo.

Con el fin de no enredar y aburrir al lector con estos cálculos, a continuación se esquematiza la forma general de aplicación de estas ecuaciones para los equipos involucrados dentro del proceso de producción de amoniaco.

Posteriormente, los resultados del cálculo de la irreversibilidad, se reportan en tablas.

Forma generalizada para el cálculo de la irreversibilidad de los equipos de proceso requeridos para la producción de amoníaco¹.

a) Hornos de combustión



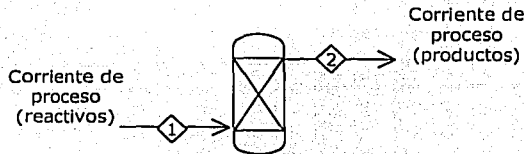
$$Ex_{te} = Ex_1 + Ex_3 + Ex_4$$

$$Ex_{us} = Ex_2 + Ex_5$$

$$Ex_{ms} = (Ex_3 + Ex_4) - Ex_5$$

$$Ex_{mp} = Ex_2 - Ex_1$$

b) Reactores adiabáticos



Reacción exotérmica:

$$Ex_{ms} = \nabla Ex_q = Ex_{q1} - Ex_{q2}$$

$$Ex_{mp} = \Delta Ex_f = Ex_{f2} - Ex_{f1}$$

Reacción endotérmica:

$$Ex_{ms} = \nabla Ex_f = Ex_{f1} - Ex_{f2}$$

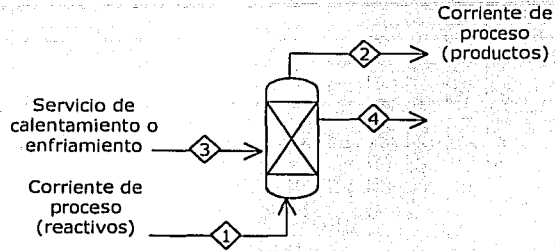
$$Ex_{mp} = \Delta Ex_q = Ex_{q2} - Ex_{q1}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

¹ Notas del curso "Uso Eficiente de Energía", impartido por el Dr. Ricardo Rivero R., Facultad de Química, UNAM.

Nota: Considérese ∇ como el cambio de exergia de la corriente de entrada menos la salida, y Δ como el cambio de la corriente de salida menos la de la entrada.

c) Reactores diabáticos



Reacción exotérmica:

$$Ex_{ms} = \nabla Ex_{reacción}$$

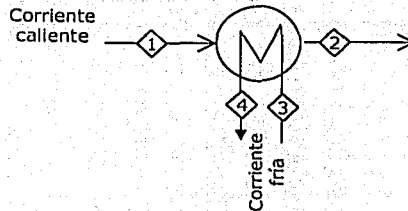
$$Ex_{np} = \Delta Ex_{medio\ de\ enfriamiento}$$

Reacción endotérmica:

$$Ex_{ms} = \nabla Ex_{medio\ de\ calentamiento}$$

$$Ex_{np} = \Delta Ex_{reacción}$$

d) Intercambiadores de calor (proceso a proceso ó con servicio de enfriamiento)



$$Ex_{te} = Ex_1 + Ex_3$$

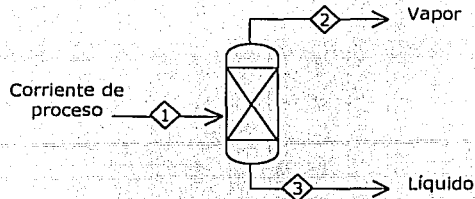
$$Ex_{ts} = Ex_2 + Ex_4$$

$$Ex_{ms} = Ex_2 - Ex_1$$

$$Ex_{mp} = Ex_4 - Ex_3$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

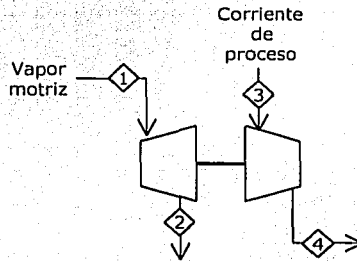
e) Tanques de separación líquido - vapor (tanques flash)



$$Ex_{ms} = \nabla Ex_f = Ex_{f1} - (Ex_{f2} + Ex_{f3})$$

$$Ex_{up} = \Delta Ex_q = (Ex_{q2} + Ex_{q3}) - Ex_{q1}$$

f) Compresores accionados por turbina de vapor



$$Ex_{ne} = Ex_1 + Ex_3$$

$$Ex_{ns} = Ex_2 + Ex_4$$

$$Ex_{ms} = Ex_2 - Ex_1$$

$$Ex_{up} = Ex_4 - Ex_3$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Resultados del balance de exergía y cálculo de irreversibilidad.

Se recuerda que, además del cálculo de irreversibilidad generada por la operación de cada equipo, se realiza el balance del cambio de exergía por cada uno de los bloques definidos en el capítulo IV. Las claves de los equipos (tags) se encuentran descritas en el apéndice B.

Cambio de exergía para el bloque I

Diseño	ΔEx MJ/s	Irr MJ/s	η	ϵ	Efl	Pot MJ/s
103-B	-7.18	7.18	0.9822	0.2898	0.46	5.56
108-DB	-0.69	0.68	---	---	---	---
101-B	-129.41	129.31	0.8488	0.4945	19.10	84.52
101-J	9.01	4.74	0.8444	0.6553	8.73	10.34
129-JC	-0.46	0.40	---	---	---	---
130-JC	-0.92	0.78	---	---	---	---
131-JC	-0.89	0.75	---	---	---	---
103-D	-19.68	2.21 ⁽¹⁾	---	---	---	---
101 CA/CB	-48.62	15.39 ⁽²⁾	---	---	---	---
102-C	-7.87	1.23 ⁽²⁾	---	---	---	---
104-DA	-1.09	1.09	0.9975	0.8143	0.00	0.20
103-C	-5.97	0.82 ⁽²⁾	---	---	---	---
104-C	-6.52	1.69	0.9980	0.7454	0.00	0.43
104-DB	-0.39	0.39	0.9990	0.7194	0.00	0.11
Total	-220.68	166.66				101.16

Operación	ΔEx MJ/s	Irr MJ/s	η	ϵ	Efl	Pot MJ/s
103-B	-4.60	8.36	0.9811	0.5892	1.34	4.77
108-DB	-0.08	0.08	---	---	---	---
101-B	-152.73	152.73	0.8596	0.4485	19.93	111.57
101-J	9.13	7.78	0.8061	0.5399	14.93	18.51
129-JC	-0.36	0.20	---	---	---	---
130-JC	-0.88	0.55	---	---	---	---
131-JC	-0.98	0.67	---	---	---	---
103-D	-19.15	0.67 ⁽⁵⁾	---	---	---	---
101 CA/CB	-58.51	18.06 ⁽⁶⁾	---	---	---	---
102-C	-4.87	0.55 ⁽⁶⁾	---	---	---	---
104-DA	-3.04	3.04	0.8306	0.5309	0.00	1.43
103-C	-6.96	0.70 ⁽⁶⁾	---	---	---	---
104-C	-5.18	1.31	0.9984	0.7471	0.00	0.33
104-DB	-0.63	0.63	0.9985	0.2051	0.00	0.50
Total	-248.84	194.66				137.11

⁽⁵⁾ Sólo se evalúa la irreversibilidad de la transferencia de la carga hacia la chaqueta.

(6) Estos equipos recuperan calor de la corriente de proceso para precalentar agua para caldera. El valor de la irreversibilidad, corresponde al realizado por la transferencia de la carga térmica.

Cambio de exergía para el bloque II

Diseño	ΔEx MJ/s	Irr MJ/s	η	ε	Efl	Pot MJ/s
105-C	-10.30	4.04	---	---	---	---
102-F1	-5.11	5.11	---	---	---	---
106-C	-1.99	0.15	---	---	---	---
102-F2	-0.26	0.26	---	---	---	---
101-E	1.99	---	---	---	---	---
136-C	0.29	0.27	---	---	---	---
104-C	4.86	(7)	(7)	(7)	(7)	(7)
106-D	-0.83	0.83	0.9980	0.6103	0.00	0.32
Total	-11.35	10.66				0.32
Operación	ΔEx MJ/s	Irr MJ/s	η	ε	Efl	Pot MJ/s
105-C	-15.48	4.09	---	---	---	---
102-F1	-5.55	5.54	0.9870	---	---	---
106-C	-1.96	0.10	---	---	---	---
102-F2	-0.25	0.25	0.9994	---	---	---
101-E	1.79	---	---	---	---	---
136-C	0.58	0.04	---	---	---	---
104-C	3.87	---	---	---	---	---
106-D	-0.56	0.57	0.9986	0.5403	0.00	0.26
Total	-17.56	10.59				0.26

(7) Se reporta en el bloque de reformación de gas natural.

Cambio de exergía para el bloque III

Balance general. Síntesis

Diseño	ΔEx MJ/s	Irr MJ/s	η	ε	Efl	Pot MJ/s
114-C	-5.70	1.90	0.9952	0.6666	0.00	0.63
115-C	-1.67	1.24	---	---	---	---
104-F	0.10	---	---	---	---	---
103-J	15.77	12.92	0.9964	0.5497	8.21	14.03
136-C ⁽⁸⁾	-0.56	---	---	---	---	---
170-C	-0.35	0.22	---	---	---	---
142-F	0.01	---	---	---	---	---
116-C	-0.89	0.067	---	---	---	---
129-C	-0.03	0.05	---	---	---	---
105-F	3.39	---	---	---	---	---
124-C	-2.38	2.22	---	---	---	---

Diseño	ΔEx MJ/s	Irr MJ/s	η	ϵ	Efi	Pot MJ/s
120-C	-4.61	0.85				
140-C	-0.85	0.09	---	---	---	---
117-C	-3.37	0.58	---	---	---	---
118-C	-1.40	0.46	---	---	---	---
119-C	-0.41	0.42	---	---	---	---
106-F	6.30	---	---	---	---	---
121-C	-2.48	1.00	0.9997	0.8469	0.00	0.15
105-D	-14.42	14.42	0.9937	0.2746	0.00	10.46
123-C	-18.02	1.92	0.9991	0.8935	0.00	0.20
139-C	-0.14	0.14	---	---	---	---
125-C	-0.11	~0.00	---	---	---	---
108-F	0.15	~0.00	---	---	---	---
Total	-31.67	38.50				25.47

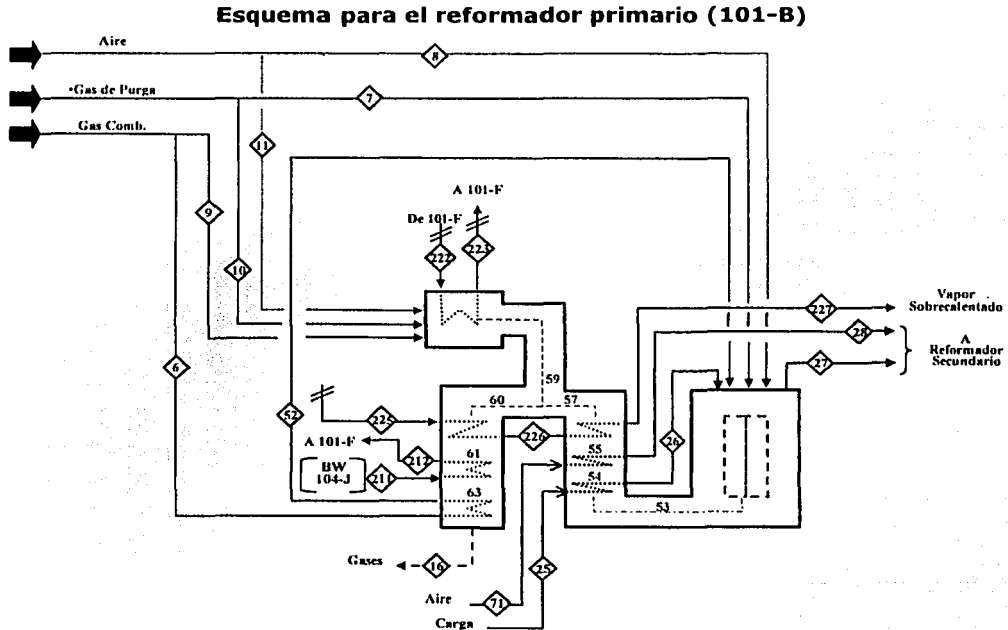
Operación	ΔEx MJ/s	Irr MJ/s	η	ϵ	Efi	Pot MJ/s
114-C	-2.66	0.45	0.9989	0.8308	0.00	0.08
115-C	-3.05	2.55	---	---	---	---
104-F	0.01	---	---	---	---	---
103-J	15.52	19.28	0.9944	0.4460	12.91	23.59
136-C ⁽⁸⁾	-0.54	---	---	---	---	---
170-C	-0.69	0.52	---	---	---	---
142-F	-0.01	---	---	---	---	---
116-C	-0.84	0.65	---	---	---	---
129-C	-0.01	0.18	---	---	---	---
105-F	0.00	---	---	---	---	---
124-C	-1.85	1.74	---	---	---	---
120-C	-0.83	0.84	0.9996	0.3083	0.00	0.58
140-C	-0.23	0.11	---	---	---	---
117-C	0.29	0.71	---	---	---	---
118-C	0.90	0.90	---	---	---	---
119-C	0.68	2.22	---	---	---	---
106-F	-0.18	0.18	0.9999	0.9715	0.00	5.13E-3
121-C	-2.46	2.46	0.9940	0.6940	0.00	0.75
105-D	-14.03	14.04	0.9933	0.2591	0.00	10.40
123-C	-18.33	1.98	0.9990	0.8919	0.00	0.21
139-C	-0.02	0.02	---	---	---	---
125-C	0.03	0.02	---	---	---	---
108-F	0.01	0.01	---	---	---	---
Total	-28.29	48.86				35.62

⁽⁸⁾ El Intercambiador 136-C se reportó en el bloque II.

De acuerdo a los resultados anteriores, tanto a condiciones de diseño como de operación, se observa que el equipo que genera el valor de irreversibilidad más alto es el reformador primario, a continuación se presenta el cálculo de ésta detalladamente.

Balance de exergía y cálculo de la irreversibilidad del reformador primario (101-B) a condiciones de operación.

En la siguiente figura se muestra las corrientes de entrada y salida del reformador primario.



Cambio de exergía de la unidad 101-B

Corrientes de Proceso	Entradas MJ/s	Salidas MJ/s
Carga a Reformar Parcialmente		
24	413.55	---
5	56.67	---
27	---	531.76
Agua para Caldera		
222	7.23	---
223	---	27.59

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Corrientes de Servicios	Entradas	Salidas
Precalentamiento de corrientes en los serpentines de la sección de convección del reformador primario		
AIRE		
71	6.82	---
28	---	10.00
HSCOLD		
225	144.62	---
226	---	159.05
HSHOT		
226	159.05	---
227	---	174.05
BFW		
211	3.30	---
212	---	13.02
Para la Combustión		
Aire		
8	0.34	---
11	0.07	---
Gas Combustible		
6	231.48	---
7	17.01	---
9	47.99	---
10	0.00	---
Gases de Combustión		
16	---	19.93
TOTAL	1,088.13	935.40

$$\Delta Ex = 935.40 - 1,088.13$$

$$\Delta Ex = -152.73 \text{ MJ/s}$$

D.2.3.2 Cálculo de irreversibilidad de la unidad 101-B

La exergia del combustible (gas natural), se calcula multiplicando su poder calorífico inferior (PCI) por el factor de corrección de *Kotas [1985]*, citado anteriormente, correspondiente para este tipo de combustible.

El valor del PCI para el gas natural combustible es de 44.54 MJ/kg, con una composición en fracción mol de 0.8390 CH₄, 0.1153 C₂H₆, 0.0277 C₃H₈, las fracciones faltantes corresponden a trazas de N₂ y de hidrocarburos con cadenas C4 y/o C5.

El valor del PCI para el gas de purga es de 17.37 MJ/kg, con una composición en fracción mol de 0.6165 H₂, 0.2263 N₂, 0.0780 CH₄.

Ambos valores de PCI fueron calculados por ASPEN PLUS.

El cálculo de irreversibilidad para este equipo se hará calculando la irreversibilidad de cada una de las secciones que lo componen, para que finalmente la irreversibilidad del reformador primario sea la suma de las irreversibilidades de todas sus secciones.

Mezclado de reacción	corrientes	Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
	24	413.55	---
	5	56.67	---
	25	---	464.71
	ΣE_i	470.22	464.71

Irr: 470.22 - 464.71

Irr = 5.51 MJ/s

Precaentamiento de la mezcla de reacción		Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Serpentín VAP-GAS	25	464.71	---
	53	85.80	---
	26	---	472.63
	54	---	74.14
	ΣE_i	550.51	546.77

Irr: 550.51 - 546.77

Irr = 3.74 MJ/s

Reacción Química

La reacción de reformación del gas natural es una reacción altamente endotérmica, es por ello que es necesario quemar combustible para suministrar la carga térmica para efectuarla. Debido a este hecho, la irreversibilidad del reformador primario se calcula como un reactor diabático endotérmico, en el cual la exergía neta total suministrada por la disminución de la exergía sustancial del medio de calentamiento (en el caso de la combustión, la exergía del combustible se degrada al quemarse) y la exergía neta total producida es el incremento de exergía sustancial tanto del gas que se reforma como la de las corrientes de servicios que se precalientan en los diferentes serpentines de la sección de convección del reformador.

Reacción de reformación	de	Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Tubos de reacción	26	472.63	---
	27	---	531.76
	ΣE_i	472.63	531.76

Agua para generar vapor	Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Caldera Auxiliar		
222	7.23	---
223	---	27.59
ΣE_i	7.23	27.59

Precalentamiento de combustible	Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Serpentín FUEL		
6	231.48	---
63	25.05	---
52	---	231.58
64	---	24.55
ΣE_i	256.53	256.13

$$EX_{ntp} = (531.76 + 27.59 + 256.13) - (472.63 + 7.23 + 256.53)$$

$$EX_{ntp} = 815.48 - 736.39$$

$$EX_{ntp} = 79.09 \text{ MJ/s}$$

Combustión en el reformador primario	Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Secc. Combustión		
6	230.84	---
7	17.01	---
8	0.34	---
53	---	85.80
(T Flama 1328 K)		
ΣE_i	248.19	85.80

Combustión en la caldera auxiliar	Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Secc. Combustión		
9	47.99	---
10	0.00	---
11	0.07	---
58	---	13.05
(T Flama 1167 K)		
ΣE_i	48.06	13.05

$$EX_{nts} = (248.19 + 48.06) - (85.80 + 13.05)$$

$$EX_{nts} = 296.25 - 98.85$$

$$EX_{nts} = 197.40 \text{ MJ/s}$$

Irreversibilidad de la sección de combustión

$$Irr = 197.40 - 79.09$$

$$Irr = 118.31 \text{ MJ/s}$$

Serpentines de servicio en la sección de convección caliente del reformador primario

Precalentamiento de aire		Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Serpentín AIRE			
	54	74.14	---
	71	6.82	---
	55	---	69.54
	28	---	10.00
	ΣE_i	80.96	79.54

$$Irr = 80.96 - 79.54$$

$$Irr = 1.42 \text{ MJ/s}$$

Sobrecalentamiento de vapor		Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Serpentín HSHOT ⁽⁹⁾			
	55	69.54	---
	226	159.05	---
	56	---	50.62
	227	---	174.05
	ΣE_i	228.59	224.67

⁽⁹⁾ El serpentín HSHOT se encuentra en la sección de convección de alta temperatura, mientras que el serpentín HSCOLD se encuentra en la sección de convección de baja temperatura. Ambos sobrecalientan el vapor de alta presión generado en el tanque 101-F.

$$Irr = 228.59 - 224.67$$

$$Irr = 3.92 \text{ MJ/s}$$

Unión de gases de combustión ⁽¹⁰⁾		Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
	57	49.40	---
	59	12.18	---
	60	---	61.51
	ΣE_i	61.58	61.51

⁽¹⁰⁾ En este punto convergen los gases de combustión generados por el reformador primario así como los generados por la caldera auxiliar.

$$Irr = 61.58 - 61.51$$

$$Irr = 0.07 \text{ MJ/s}$$

Sobrecalentamiento de vapor		Exergía que Entra MJ/s	Exergía que Sale MJ/s
Serpentín HSCOLD			
	60	61.51	---
	225	144.62	---
	61	---	42.51
	226	---	159.05
	ΣE_i	206.13	201.56

$$Irr = 206.13 - 201.56$$

$$Irr = 4.57 \text{ MJ/s}$$

Pre calentamiento de agua para tanque de vapor	Exergia que Entra MJ/s	Exergia que Sale MJ/s
Serpentín BFW		
62	39.75	---
211	3.30	---
63	---	25.05
212	---	13.02
ΣE_i	43.05	38.07

$$Irr = 43.05 - 38.07$$

$$Irr = 4.98 \text{ MJ/s}$$

Pérdidas de Exergia

En el reformador primario se registran perdidas de energía ocasionadas por el deterioro del aislante térmico que recubre la sección de convección de este equipo. Estas perdidas representan 10.21 MJ/s de exergia desechada al ambiente.

Irreversibilidad total

Sumando las irreversibilidades de cada sección del reformador primario, se obtiene la irreversibilidad total de este equipo.

Sección	Irreversibilidad MJ/S
Mezclado de corrientes de reacción	5.51
Pre calentamiento de la mezcla de reacción	3.74
Reacción química	118.31
Serpentín AIRE	1.42
Serpentín HSHOT	3.92
Unión de gases de combustión	0.07
Serpentín HSCOLD	4.57
Serpentín BFW	4.98
Perdidas de exergia	10.21
Irreversibilidad total	152.73

Perdidas totales de exergia (Pex)

Los gases de combustión se arrojan al ambiente a una temperatura de 537 K con un contenido exérgico de 19.93 MJ/s, por lo que las pérdidas totales de exergia son:

$$Pex = Irr + Ef$$

$$Pex = 152.73 + 19.93$$

$$Pex = 172.66 \text{ MJ/s}$$

Diagrama de Grassmann para el reformador primario

Un diagrama de Grassmann es la representación gráfica de los flujos de exergía y pérdidas de la misma. Es muy útil para analizar plantas multicomponentes.

Este diagrama está considerado como una adaptación del diagrama de Sankey utilizado para las transferencias de energía dentro de la planta.

Debido a la naturaleza secuencial de las transformaciones de energía, el diagrama de Grassmann toma una forma lineal. El ancho de la banda es una medida de la magnitud del flux de exergía que entra o de la salida de una sub-sistema particular. Cada sub-subsistema se representa como un rectángulo y la reducción en el ancho de la banda, es una medida de las pérdidas de exergía o irreversibilidad en un sub-sistema.

A continuación se presentan los valores de cómo se degrada la energía dentro del reformador primario. El diagrama se muestra en el capítulo IV.

Valores de la degradación de energía que se presenta en el reformador primario.

Sección	Exergía residual MJ/s	Exergía producida MJ/s	Irr MJ/s
Reformador	248.93		
Reacción de reformación	85.80	59.12	104.01
Serpentín VAP-GAS	74.14	7.92	3.73
Serpentín AIRE	69.54	3.18	1.43
Serpentín HSHOT	50.62	15.00	3.92
Pérdidas	49.40	0.00	1.22
Caldera Auxiliar	48.06		
Precalentamiento de agua	13.05	20.36	14.65
PERD-2	12.18	0.00	0.87
Unión de gases de combustión	61.58		
Serpentín HSCOLD	42.51	14.43	4.65
PERDIDA2	39.75	0.00	2.76
Serpentín BFW	25.05	9.72	4.98
Serpentín FUEL	24.55	0.10	0.40
PERD-1	19.93	0.00	4.61
			147.22

Exergía total suministrada = 248.93 + 48.06 = 296.99 MJ/s

Valores porcentuales de la degradación de energía que se presenta en el reformador primario.

Sección	Exergía residual %	Exergía producida %	Irr %
Reformador	83.82		
Reacción de reformación	28.89	19.91	35.02
Serpentín VAP-GAS	24.97	2.67	1.26
Serpentín AIRE	23.41	1.07	0.48
Serpentín HSHOT	17.04	5.05	1.32
Perdidas	16.63	0.00	0.41
Caldera Auxiliar	16.18		
Precalentamiento de agua	4.39	6.86	4.93
PERD-2	4.10	0.00	0.29
Unión de gases de combustión	20.74		
Serpentín HSCOLD	14.31	4.86	1.56
PERDIDA2	13.38	0.00	0.93
Serpentín BFW	8.43	3.27	1.68
Serpentín FUEL	8.27	0.04	0.13
PERD-1	6.71	0.00	1.55
			49.57

Para la construcción del diagrama de Grassmann no se toma en cuenta el mezclado de corrientes de proceso que entran al reformador.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

>>> PROSIM PLUS PROGRAMME DE SIMULATION DE L'E.N.S.I.G.C. <<<
 PLANTA DE AMONIACO
 REFORMADOR PRIMARIO
 CGA
 UNAM

STREAMS OUTPUT REPORT

STREAM NAME	11	16	24	25	26	27	28	5	52
FROM	AIRE1	PERD-1	108-DB	Other mixer 2	SERMIX	101-B	SERAIRE	Vapor1	V-G
TO	101-BAUX	Stream output	Other mixer 2	SERMIX	101-B	Other mixer 4	Other mixer 4	Other mixer 2	101-B
PHASE	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTS (FRACC. MOL)									
HYDROGEN	0.0000	0.0000	0.0231	0.0044	0.0044	0.3895	0.0000	0.0000	0.0000
NITROGEN	0.7469	0.6917	0.0077	0.0015	0.0015	0.0011	0.7799	0.0000	0.0081
METHANE	0.0000	0.0000	0.8228	0.1564	0.1564	0.0514	0.0000	0.0000	0.8399
ARGON	0.0000	0.0005	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0100	0.0000	0.0000
CARBON MONOXIDE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0553	0.0000	0.0000	0.0000
CARBON DIOXIDE	0.0000	0.0814	0.0000	0.0000	0.0000	0.0620	0.0000	0.0000	0.0010
OXYGEN	0.1986	0.0280	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2100	0.0000	0.0000
ETHANE	0.0000	0.0000	0.1117	0.0212	0.0212	0.0000	0.0000	0.0000	0.1153
PROPANE	0.0000	0.0000	0.0269	0.0051	0.0051	0.0000	0.0000	0.0000	0.0278
ISOBUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0062
n-BUTANE	0.0000	0.0000	0.0060	0.0011	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0017
n-PENTANE	0.0000	0.0000	0.0016	0.0003	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
WATER	0.0545	0.1984	0.0000	0.8099	0.8099	0.4406	0.0001	1.0000	0.0000
AMMONIA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AVERAGE WEIGHT (KG/KGMOL)	28.26	27.45	18.48	18.10	18.10	13.86	28.97	18.02	18.92
TOTAL FLOWRATE (KGMOL/HR)	2,321.60	15,855.44	1,565.30	8,232.12	8,232.12	10,754.87	2,476.06	6,666.82	847.56
TOTAL FLOWRATE (KG/HR)	65,608.63	435,214.85	28,930.20	149,034.96	149,034.96	149,035.06	71,727.47	120,104.76	16,036.78
TEMPERATURE (K)	308.15	537.09	644.15	630.57	775.15	1,087.15	773.15	628.15	385.15
PRESSURE (KPA)	101.31	101.31	4,307.54	4,121.62	3,546.02	3,291.08	3,239.11	4,121.62	303.94
ENTHALPY (KJ/KGMOL)	-12,905.73	-72,580.95	-57,401.88	-198,699.60	-192,044.22	-112,853.97	14,318.67	-231,874.79	-73,115.95
ENTROPY (KJ/KGMOL K)	6.75	25.80	11.54	1.03	11.73	26.31	4.39	-6.48	6.29
@ 298.15K, 1.033 ATM									
ENTHALPY (KJ/KGMOL)	-13,200.83	-88,181.30	-74,582.73	-247,027.48	-247,027.48	-160,487.58	-37.71	-287,809.44	-76,728.55
ENTROPY (KJ/KGMOL K)	5.78	-17.75	5.52	-97.97	-97.97	-47.43	4.71	-123.31	4.80
Exq (MJ/S)	0.06	8.42	406.87	421.71	421.71	455.14	0.06	17.59	224.30
Exf (MJ/S)	0.00	11.52	6.69	43.01	50.94	76.63	9.94	39.08	0.75
Exs (MJ/S)	0.07	19.93	413.56	464.72	472.64	531.77	10.00	56.67	225.05

TESIS CONT
 PALLA DE OXIGEN

>>> PROSIM PLUS PROGRAMME D
 PLANTA DE AMONIACO
 REFORMADOR PRIMARIO
 CGA
 UNAM

STREAMS OUTPUT REPORT

STREAM NAME	53	54	55	56	57	58	59	60	61
FROM	B2	VAP-GAS	AIRE	HSHOT	PERDIDAS	101-BAUX	PERD-2	89	HSCOLD
TO	VAP-GAS	AIRE	HSHOT	PERDIDAS	B9	PERD-2	B9	HSCOLD	PERDIDA2
PHASE	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTS (FRACC. MOL)									
HYDROGEN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0900	0.0000	0.0000
NITROGEN	0.6920	0.6920	0.6920	0.6920	0.6920	0.6900	0.6900	0.6917	0.6917
METHANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ARGON	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006	0.0000	0.0000	0.0005	0.0005
CARBON MONOXIDE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CARBON DIOXIDE	0.0811	0.0811	0.0811	0.0811	0.0811	0.0832	0.0832	0.0814	0.0814
OXYGEN	0.0288	0.0288	0.0288	0.0288	0.0288	0.0239	0.0239	0.0280	0.0280
ETHANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOBUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-BUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-PENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
WATER	0.1976	0.1976	0.1976	0.1976	0.1976	0.2029	0.2029	0.1984	0.1984
AMMONIA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AVERAGE WEIGHT (KG/KGMOL)	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.41	27.41	27.45	27.45
TOTAL FLOWRATE (KGMOL/HR)	13,340.33	13,340.33	13,340.33	13,340.33	13,340.33	2,515.09	2,515.09	15,855.44	15,855.44
TOTAL FLOWRATE (KG/HR)	366,272.13	366,272.13	366,272.13	366,272.13	366,272.13	68,942.50	68,942.50	435,214.85	435,214.85
TEMPERATURE (K)	1,327.73	1,219.88	1,175.88	984.17	971.00	1,167.21	1,122.30	995.37	813.63
PRESSURE (KPA)	101.31	101.31	101.31	101.31	101.31	101.31	101.31	101.31	101.31
ENTHALPY (KJ/KGMOL)	-44,126.87	-48,233.90	-49,889.04	-56,945.65	-57,420.18	-52,294.54	-53,972.57	-56,873.25	-63,318.65
ENTROPY (KJ/KGMOL K)	57.57	54.35	52.96	46.42	45.93	52.70	51.23	46.83	39.66
@ 298.15K, 1.033 ATM									
ENTHALPY (KJ/KGMOL)	-87,801.71	-87,801.71	-87,801.71	-87,801.71	-87,801.71	-90,195.32	-90,195.32	-88,181.30	-88,181.30
ENTROPY (KJ/KGMOL K)	-17.62	-17.62	-17.62	-17.62	-17.62	-18.44	-18.44	-17.75	-17.75
Exq (MJ/S)	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	1.39	1.39	8.42	8.42
Exf (MJ/S)	78.77	67.11	62.51	43.59	42.37	11.66	10.79	53.09	34.09
Exs (MJ/S)	85.80	74.14	69.54	50.62	49.40	13.05	12.18	61.51	42.51

FALLA DE CARGA

>>> PROSIM PLUS PROGRAMME D
 PLANTA DE AMONIACO
 REFORMADOR PRIMARIO
 CGA.
 UNAM

STREAMS OUTPUT REPORT

STREAM NAME	62	63	64	71	8	8a
FROM	PERDIDA2	BFW	FUEL	Other mixer 3	Feed 8	Feed 11
TO	BFW	FUEL	PERD-1	SERAIRE	101-B	TUNEL1
PHASE	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTS (FRACC. MOL)						
HYDROGEN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NITROGEN	0.6917	0.6917	0.6917	0.7799	0.7469	0.7550
METHANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ARGON	0.0005	0.0005	0.0005	0.0100	0.0000	0.0097
CARBON MONOXIDE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CARBON DIOXIDE	0.0814	0.0814	0.0814	0.0000	0.0000	0.0000
OXYGEN	0.0280	0.0280	0.0280	0.2100	0.1986	0.2040
ETHANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOBUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-BUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-PENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
WATER	0.1984	0.1984	0.1984	0.0001	0.0545	0.0312
AMMONIA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AVERAGE WEIGHT (KG/KGMOL)	27.45	27.45	27.45	28.97	28.26	28.63
TOTAL FLOWRATE (KGMOL/HR)	15,855.44	15,855.44	15,855.44	2,476.06	11,541.13	799.86
TOTAL FLOWRATE (KG/HR)	435,214.85	435,214.85	435,214.85	71,727.47	326,153.24	22,900.30
TEMPERATURE (K)	784.76	611.25	604.47	485.34	308.15	305.15
PRESSURE (KPA)	101.31	101.31	101.31	3,239.11	101.31	101.31
ENTHALPY (KJ/KGMOL)	-64,316.81	-70,161.96	-70,384.95	5,401.37	-12,905.73	-7,367.50
ENTROPY (KJ/KGMOL K)	38.43	30.02	29.66	-10.01	6.75	6.40
@ 298.15K, 1.033 ATM						
ENTHALPY (KJ/KGMOL)	-88,181.30	-88,181.30	-88,181.30	-37.71	-13,200.83	-7,572.74
ENTROPY (KJ/KGMOL K)	-17.75	-17.75	-17.75	4.71	5.78	5.71
Exq (MJ/S)	8.42	8.42	8.42	0.06	0.32	0.01
Exf (MJ/S)	31.33	16.63	16.13	6.76	0.02	0.00
Exs (MJ/S)	39.75	25.05	24.55	6.82	0.33	0.01

FALLA DE EQUIPO
 TESIS COM

>>> PROSIM PLUS PROGRAMME DE SIMULATION DE L'E.N.S.I.G.C. <<<

PLANTA DE AMONIACO

CORRIENTES DE VAPOR QUE PASAN A TRAVÉS DE LA SECCIÓN DE CONVECCIÓN DEL REFORMADOR PRIMARIO

CGA

UNAM

STREAMS OUTPUT REPORT

STREAM NAME	211	212	222	223	225	226	227
FROM	B1	SERBFW	Stream splitter 2	CALDAUX	101-F	HS	B9
TO	SERBFW	B3	CALDAUX	Other mixer 1	HS	B9	103-JTH
PHASE	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQ/VAP	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTS (FRACC. MOL)							
WATER	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
AVERAGE WEIGHT (KG/KGMOL)	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02
TOTAL FLOWRATE (KGMOL/HR)	6,067.00	6,067.00	3,505.91	3,505.91	18,256.11	18,256.11	18,256.11
TOTAL FLOWRATE (KG/HR)	109,298.87	109,298.87	63,160.09	63,160.09	328,889.34	328,889.34	328,889.34
TEMPERATURE (K)	389.15	573.15	566.86	586.30	586.45	653.15	751.15
PRESSURE (KPA)	10,840.73	10,682.16	10,682.16	10,290.51	10,311.40	10,097.68	10,097.68
ENTHALPY (KJ/KGMOL)	-37,017.17	-21,741.72	-22,372.64	2,714.00	3,088.53	8,686.27	13,842.68
ENTROPY (KJ/KGMOL K)	26.60	58.49	57.39	100.25	100.88	110.11	117.48
@ 298.15K, 1.033 ATM							
ENTHALPY (KJ/KGMOL)	-44,033.92	-44,033.92	-44,033.92	-44,033.92	-44,033.92	-44,033.92	-44,033.92
ENTROPY (KJ/KGMOL K)	6.61	6.61	6.61	6.61	6.61	6.61	6.61
Exq (MJ/S)	1.52	1.52	0.88	9.25	48.18	48.18	48.18
Exf (MJ/S)	1.78	11.50	6.35	18.34	96.45	110.88	125.87
Exs (MJ/S)	3.30	13.02	7.23	27.59	144.62	159.05	174.05