

27

2 Ejem.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

Análisis del Aprovechamiento Energético en el
Proceso de Cristalización de P-xileno mediante
el Método de Exergia"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

RODRIGO ELIZONDO MAYER-SERRA

MEXICO, D. F.

1994

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



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 está 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.

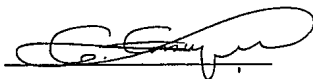
Jurado Asignado

Presidente	Prof. Alejandro Anaya Durand
Vocal	Prof. Jorge Trinidad Martínez Montes
Secretario	Prof. Enrique Bazúa Rueda
1er. Suplente	Profa. Alma Gloria Muñoz Guzmán
2do. Suplente	Prof. Ramiro Domínguez Danache

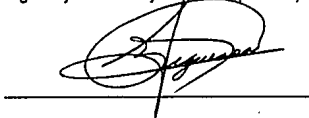
Sitio donde se desarrolló el tema:

Instituto Mexicano del Petróleo

Eje Central Lázaro Cárdenas 152. Colonia San Bartolo Atepehuacan,
México, D.F. C.P. 07730



Ing. Alejandro Anaya Durand (Asesor)



Ing. César E. Figueroa Gutiérrez (Supervisor Técnico)



Rodrigo Elizondo Mayer-Serra (Sustentante)

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer, muy en especial a mi asesor, maestro Alejandro Anaya Durand por su apoyo personal y sus invaluable comentarios.

Mil gracias también, a mi supervisor, Mtro. César Figueroa, y a los ingenieros Luz María Caraveo, Blanca Martínez, Agustín Mendoza y Víctor García Morales, por auxiliarme con paciencia y claridad al desarrollar este trabajo.

Mi agradecimiento igualmente a la Quím. Laura Mata de DGSCA y al Dr. Alejandro Pisanty de la F.Q., de la UNAM, así como a los maestros integrantes del jurado, por su tiempo y apoyo,

Así mismo, agradezco al Instituto Mexicano del Petróleo y a su Programa de Becarios.

INDICE

OBJETIVOS	
SIMBOLOGIA	
INTRODUCCION	
CAPITULO I	
EL METODO DE EXERGIA	11
CAPITULO II	
EL PROCESO DE CRISTALIZACION DE P-XILENO	23
CAPITULO III	
DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO	34
CAPITULO IV	
ANALISIS EXERGICO	48
CAPITULO V	
EVALUACION EXERGICA	67
CONCLUSIONES	87
BIBLIOGRAFIA	89

OBJETIVOS

A continuación se enlistan los objetivos del presente trabajo:

- (1) Explicar los fundamentos del método de exergía para evaluaciones energéticas de procesos químicos.
- (2) Ejemplificar la aplicación de la metodología, considerando un proceso en particular.
- (3) Describir el proceso de obtención de propiedades termodinámicas de corrientes de proceso como parte de este análisis.
- (4) Detectar puntos del proceso ejemplo, en los cuales ocurra un desaprovechamiento energético.
- (5) Considerar la integración del método de exergía con los demás estudios especializados de optimización para la implementación de soluciones prácticas.

SIMBOLOGIA

Ex	Exergía
G	Energía Libre de Gibbs
H	Entalpia
I	Irreversibilidad
P	Presión
Q	Calor
R	Constante universal de los gases
S	Entropía
T	Temperatura
W	Trabajo

SUBINDICES

e	evitable
i	Intrínseca
o	referencia
p	productos
r	reactivos
t	total

INTRODUCCION

El presente trabajo constituye una descripción y una ejemplificación del método de exergía para el ahorro de energía en procesos petroquímicos. Comprende un fundamento, una metodología, una aplicación, una simulación del proceso y, finalmente la presentación gráfica de resultados.

En el método de exergía se aplican varias ramas de la ingeniería química: la ingeniería de procesos, la termodinámica química, la simulación de procesos y la tecnología de servicios auxiliares.

Importancia del ahorro energético

En la década de los setenta, la crisis del petróleo provocó que se le diera mayor importancia al ahorro energético. Se recurrió a aplicar métodos de ahorro de energía publicados a nivel científico.

El método de exergía se ha popularizado mundialmente en el diseño de procesos desarrollado por las firmas de ingeniería. Los trabajos de Darréus, Keeney, Kotas y Ahern son algunos de los más conocidos.

En la década de los noventa este método resulta muy útil para determinar cuales son los procesos más eficientes y productivos y mejorar la competitividad de la tecnología.

Justificación del trabajo

Este trabajo se centra básicamente en la aplicación de la metodología por medio de la simulación de procesos. Hasta la fecha este método ha mostrado ser útil en varios casos. Ha permitido optimizar hidrodesulfuradoras y refinerías y la experiencia determinará si es justificable generalizar su aplicación como una herramienta más de diseño.

La aplicación en este caso es un proceso petroquímico terciario, campo en el que hasta la fecha no se ha difundido mucho este método.

Partes del trabajo

En el primer capítulo se consideran los fundamentos de la metodología de exergía. Se incluyen algunos fundamentos fisicoquímicos.

En el segundo capítulo se establece el campo susceptible de análisis: los procesos petroquímicos. En este caso, dentro de la familia de los aromáticos, la purificación del para-xileno.

En el tercer capítulo se incluyen los diagramas de flujo de proceso.

El cuarto capítulo comprende el análisis del proceso: la definición de los subsistemas o bloques, la determinación de exergía para cada corriente (simulación del proceso) y su fundamento.

En el quinto capítulo se determina la pérdida de trabajo útil en cada subsistema. Se determina la magnitud y naturaleza de estas pérdidas. También se incluye un manejo estadístico de la información generada.

Finalmente, se concluye sobre los resultados y se presenta la bibliografía.

CAPITULO I

EL METODO DE EXERGIA

El método de exergia es una metodología de análisis energético de procesos petroquímicos y termoeléctricos. Consiste en analizar los cambios energéticos de cada unidad que forma un proceso químico.

Un proceso consiste en una secuencia de equipos que llevan a cabo una transformación determinada.

En Termodinámica la porción del Universo que se estudia se denomina Sistema. Desde el punto de vista termodinámico a cada equipo de proceso le denominamos Sistema. Desde el punto de vista práctico se le denomina módulo o bloque.

Procesos a Régimen Permanente

En Ingeniería química se presentan comúnmente procesos en los cuales las propiedades en cada punto del proceso no cambian con el tiempo. Estos se denominan procesos a régimen permanente.

En todo momento en cada punto del proceso fluirá la misma cantidad de materia. También en un mismo punto del proceso las propiedades no cambian.

Sistemas termodinámicos

Un sistema termodinámico es un porción del Universo con límites definidos con propiedades fisicoquímicas sujetas de estudio. El sistema será abierto o cerrado dependiendo de su interacción con el exterior. Las interacciones pueden ser físicas, térmicas, mecánicas, químicas o de otra naturaleza. Los límites del sistema constituyen sus "fronteras".

Un sistema puede interactuar con el medio externo de diferentes maneras. Puede, por ejemplo, absorber una cantidad dada de calor o, efectuar un trabajo sobre el ambiente.

En la práctica es muy importante definir con claridad los límites del sistema bajo estudio.

Funciones de trayectoria

Son las interacciones que efectúan los sistemas con los alrededores al intercambiar energía. Por ejemplo, expansión isobárica o absorción de calor.

Calor

Es el flujo energético que se presenta por un gradiente de temperaturas. Un proceso puede ser exotérmico si desprende calor o endotérmico si lo absorbe.

Trabajo

Flujo de energía que tiene como resultado el aumento de un potencial mecánico, eléctrico o químico de un sistema dado.

Propiedades intensivas y extensivas

Son las propiedades termodinámicas que no dependen de la cantidad de materia en cuestión. La temperatura y la presión son propiedades intensivas.

Las propiedades extensivas sí dependen de la cantidad de materia en cuestión. Por ejemplo, el volumen.

Propiedades termodinámicas

Son las propiedades energéticas de un sistema a determinadas condiciones de temperatura, presión y composición.

Entalpia

Es la capacidad de un sistema para transferir calor. Se manifiesta en un descenso o aumento de su temperatura por un cambio de estado.

Entropía

Denota un bajo nivel de energía del sistema. Consiste en un desorden interno de las moléculas

del sistema, es decir, en la degradación de su energía.

Energía Libre de Gibbs

Es la energía que posee un sistema en virtud de la cual puede realizar un trabajo espontáneo en el Universo.

Definición de Exergía

El término de exergía surgió en 1930, en relación a sistemas abiertos sin cambios químicos con el ambiente. Fue propuesto por Darrieus¹.

Exergía se puede definir como el trabajo disponible en un sistema en base a su contenido energético real.

Exergía es un concepto general para todo tipo de proceso. Se evalúa en base a otras dos propiedades de estado: la entalpía y la entropía.

En el caso teórico de exergía puntual se establece una temperatura de referencia:

$$Ex = (H - H_0) - T_0 (S - S_0)$$

¹ W.F. Keeney. Energy coservation in process industries. Estados Unidos, Academic Press, 1984.

La exergía considera el contenido entálpico de la materia y le resta su contenido de entropía.

Las unidades de exergía son las mismas que las de la entalpía. En el sistema métrico "mks" son kilocalorías. Se puede hacer referencia a kilocalorías exérgicas (kcal e) para recalcar que se refiere uno a valores de exergía.

En el caso de incrementos exérgicos, al restar dos valores de exergía los términos del estado de referencia se anulan. Por tanto, en la práctica resulta posible trabajar sin establecer un sistema de referencia específico.

$$Ex = (H2 - H1) - (S2 - S1)$$

La exergía se define como el trabajo disponible de un sistema dado y es un caso específico de la energía libre de Gibbs.

Las calorías exérgicas que puede aportar el vapor de agua varían siempre con la presión o la temperatura, aún cuando su valor entálpico sea el mismo.

Calculamos la exergía a la entrada y a la salida de un sistema para visualizar los cambios reversibles e irreversibles que se presentan dentro del sistema.

Irreversibilidades en un proceso fisicoquímico

Un proceso irreversible siempre va acompañado por un aumento en la entropía del sistema o del universo. Desde los puntos de vista macro y microscópico, ocurre una degradación de la energía a un estado menos organizado.

Un proceso reversible es una idealización que nunca puede cumplirse, pero que conceptualmente es útil, pues su representación matemática es sencilla. Los procesos reversibles pueden usarse como un modelo de perfección para comparar los procesos irreversibles. El ingeniero químico debe entender la naturaleza de las irreversibilidades y lograr minimizarlas en la práctica²

En los procesos fisicoquímicos se presentan dos tipos de irreversibilidades. El primero de ellos involucra la disipación de trabajo útil a energía interna degradable. Esta disipación es causada por fenómenos inherentes al proceso como la fricción de un fluido o la resistencia óhmica.

El segundo tipo de irreversibilidades es el que se presenta en procesos espontáneos por un potencial existente. En estos casos, el sistema se mueve súbitamente de un estado de desequilibrio a uno de equilibrio. Algunos ejemplos de estos casos, son las reacciones químicas espontáneas, la difusión libre y la expansión súbita.

² T. J. Kotas, The Exergy Method of Thermal Plant Analysis, Gran Bretaña, Butterwoths, 1984

Muchos procesos reales son una mezcla de los dos tipos de irreversibilidades. Por ejemplo, en la combustión se presentan irreversibilidades del primer tipo como la conducción del calor y la mezcla de los reactivos y del segundo tipo como las reacciones químicas espontáneas.

Exergía física y química

Existen muchos procesos, como la combustión, en los que ocurren al mismo tiempo cambios físicos y químicos. Para poder conocer más a fondo las irreversibilidades que siempre tienen lugar en procesos reales es conveniente distinguir exergía física y exergía química.

La exergía física es igual a la máxima cantidad de trabajo que se puede obtener cuando una corriente se lleva de su estado inicial al estado de referencia por medio de procesos físicos que involucran únicamente interacciones térmicas con el ambiente. Para derivar una expresión para la exergía física, basta considerar un proceso físico reversible que va de una P_1 y una T_1 a una P_0 y una T_0 . La única interacción con el ambiente es transferencia reversible de calor. Así se llega a la expresión:

$$Ex_{fís} = (H_1 - T_0 S_1) - (H_0 - T_0 S_0)$$

La exergía física de una corriente se puede dividir en dos componentes. Considérese un par de procesos reversibles hipotéticos: un proceso isobárico, que sea un enfriamiento, y otro isotérmico que sea una expansión. Véase la fig. 1.

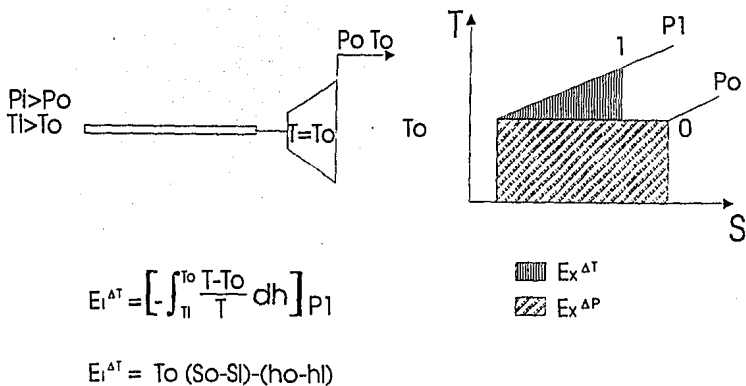
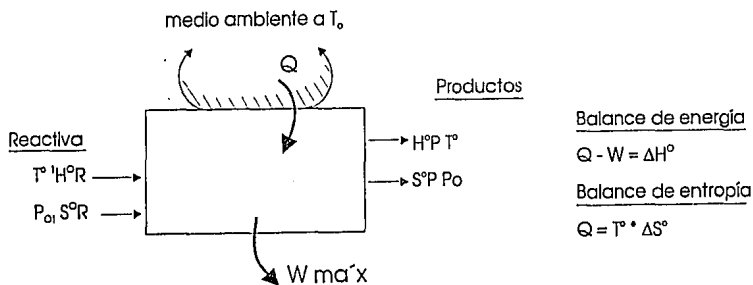


FIGURA No. 1

Antes de dar una definición de exergía química, es conveniente aclarar que el concepto de proceso reversible (de máxima obtención de trabajo) también se aplica a los procesos químicos. Por consiguiente, es necesario considerar una reacción química a régimen permanente a la que los reactivos entran y de la que los productos salen a una temperatura T_0 y a una presión P_0 . El sistema en conjunto entrega trabajo al ambiente (a una temperatura T_0). Un ejemplo de un sistema que entrega trabajo eléctrico es una pila de Daniell. (Véase la fig. 2)



$$W \text{ máx} = -(H^0_P - T^0 S^0_P) + (H^0_R - T^0 S^0_R)$$

como $G = H - TS$

$$\Delta G = G_P - G_R \text{ y } W \text{ máx} = -\Delta G^0$$

FIGURA No. 2

En base al sistema anterior, se puede proponer la siguiente definición de exergía química:

Exergía química es una propiedad extensiva equivalente a la máxima cantidad de trabajo que se puede obtener cuando una sustancia se lleva de un estado inicial al estado de referencia por medio de procesos que involucran interacciones térmicas y químicas únicamente con el ambiente.

Método de Bloques para el Análisis de Exergía

El método de bloques para el análisis de exergía consiste en un diagrama de flujo del sistema que incluye los procedimientos individuales para cada unidad o equipo³. Para cada módulo o bloque se dan las corrientes de entrada y los parámetros internos de los equipos para obtener las corriente de salida con sus variables termodinámicas incluyendo la exergía. Este cálculo secuencial nos da una idea de la influencia de los parámetros de diseño en las variaciones de exergía para cada equipo. El procedimiento descrito se puede llevar a cabo para todo el proceso a tres niveles de precisión: considerando los equipos principales únicamente, los principales y los secundarios, o todos los equipos⁴. El nivel de precisión seleccionado dependerá de si se trata de un estudio preliminar o un análisis riguroso. Para evaluar un equipo, se cuestionan las ecuaciones de diseño así como los parámetros de entrada requeridos. En el caso de trenes de equipos o subunidades es posible intentar diferentes arreglos de los equipos y comparar sus consumos exérgicos.

Potencial de mejoramiento

El potencial de mejoramiento de un equipo está dado por las irreversibilidades que presenta bajo ciertas condiciones en comparación con las mínimas irreversibilidades posibles bajo las restricciones físicas, tecnológicas y económicas existentes⁵. T.J. Kotas llama a la irreversibilidad mínima posible, irreversibilidad intrínseca, y a la diferencia entre las irreversibilidades reales y

³ J.E. Ahern. Op. cit.

⁴ Ibid

⁵ T.J. Kotas Op.cit.

las intrínsecas, irreversibilidades evitables.

$$I_t = I_i + I_e$$

El objetivo del análisis será entonces identificar bloques donde los equipos puedan mejorar su eficiencia termodinámica o se puedan incluir nuevos equipos o arreglos de los equipos.

Presentación de resultados

Los resultados de la simulación del proceso, las variaciones de exergía para cada bloque, pueden presentarse en forma de tabulación numérica. En cada bloque se pueden especificar las causas de las irreversibilidades. Es una práctica común presentar los resultados del análisis de exergía en diagramas de barras o diagramas tipo pastel.

Existen algunos diagramas que permiten visualizar las irreversibilidades en un sistema. El diagrama temperatura-entropía es un diagrama técnico muy útil en algunos equipos y subprocesos, pero está limitado a un solo fluido. El diagrama exergía-entalpía, propuesto por Brodyanskii, permite visualizar las Irreversibilidades como áreas⁶. Es útil para comparar diferentes configuraciones de un sistema.

Un diagrama menos técnico que permite presentar los resultados del análisis de exergía más gráficamente fue propuesto por Baehr y Brodyanskii. Este diagrama (ver fig. 3) muestra el flujo y la distribución de exergía a través de los distintos componentes del sistema. La magnitud de

⁶ J.E. Ahern, Op.cit.

la exergía disponible, la utilizada, la pérdida y la remanente, se muestra visualmente por medio del grosor de las flechas que indican el flujo. El diagrama permite localizar rápidamente las pérdidas de exergía.

El diagrama de flujo de exergía se puede complementar con anotaciones respecto a las pérdidas cuantitativas de exergía debidas a las distintas irreversibilidades de cada equipo. En el caso de sistemas complejos, estos diagramas no pueden abarcar todas las pérdidas de exergía, por lo que se debe presentar la tabulación de resultados. Sin embargo, se puede utilizar el diagrama de flujo de exergía para mostrar las pérdidas principales o para detallar algunas secciones específicas del sistema.

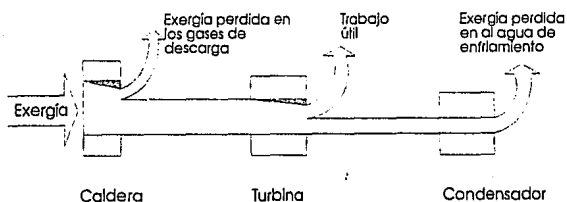
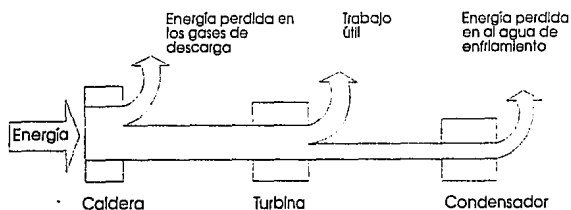


FIGURA No. 3

 Pérdidas Internas de exergía

CAPITULO II

EL PROCESO DE CRISTALIZACION DE P-XILENO

Dentro de la denominada petroquímica terciaria, se encuentra una serie de productos derivados de la refinación del petróleo y de la reformación catalítica.

En el proceso llamado tren de aromáticos, se efectúa la separación de los tres xilenos isómeros (orto, para y meta). Destaca el p-xileno por sus aplicaciones en la industria textil.

Existen dos tecnologías de separación: la adsorción química y la cristalización. Las tres plantas existentes en México utilizan la cristalización.

La planta de cristalización de p-xileno de LA CANGREJERA, es la más importante, por su capacidad de 240 000 ton/año, en México.

La alimentación, a esta unidad proviene de la fraccionadora de xilenos y tiene la siguiente composición (dada en porcentaje en peso):

Tolueno 0.7

Paraxileno 18.3

Naftenos 4.0

Metaxileno 43.4

Etilbenceno 15.7

Ortoxileno 17.9

Sección de preenfriamiento .

La unidad de preenfriamiento consiste en un tren de cambiadores para el enfriamiento de la carga de alimentación que utiliza como servicio licor madre frío de descarga. Esta unidad requiere como aditivos de metanol y de dióxido de carbono. El metanol previene la formación de hidratos a partir del agua contenida en la alimentación. El dióxido de carbono es el medio de enfriamiento en los cristalizadores.

Cristalizadores

La cristalización del p-xileno se lleva a cabo en dos etapas. La primera consiste de un cristizador a baja presión y la segunda de uno a vacío. A una presión baja, el dióxido de carbono contenido en la carga preenfriada se evapora y provoca un enfriamiento y el subsiguiente congelamiento del p-xileno, el xileno isómero con el más alto punto de fusión.

El objetivo en este subproceso es la formación de cristales grandes de p-xileno que se puedan recuperar fácilmente del jarabe resultante por medio de una centrifugación. Además, una distribución de tamaños uniforme facilita el manejo del producto. Las condiciones en los cristalizadores favorecen más el proceso de crecimiento de los cristales, que la nucleación de nuevos cristales.

Sección separadora y de lavado del producto

Esta unidad consiste de dos etapas de centrifugas y de tanques de lavado del producto. Las centrifugas son del tipo de recipiente semiesférico con dos partes rotativas de empuje. La alimentación a las centrifugas es un jarabe que contiene de 15 a 20% de sólidos. El producto de salida es una pasta con 10% de licor madre. Los efluentes resultantes más ricos en p-xileno se recirculan a los cristalizadores. Finalmente, se lavan los residuos de metanol de la pasta de p-xileno con agua.

Sección de recuperación de dióxido de carbono

En esta sección el licor madre proveniente de las centrifugas pasa por un evaporador donde se recupera el dióxido de carbono. Esta y otras dos corrientes de dióxido de carbono provenientes de los cristalizadores y de la torre secadora de licor madre se juntan y pasan por una doble etapa de compresión con interenfriamiento.

Sección de recuperación de metanol y agua

Esta sección consta de dos torres destiladoras, básicamente. La primera de ellas es la torre limpiadora de licor madre, la cual recupera el dióxido de carbono, el metanol, el agua y residuos de licor madre, por un lado, y licor madre reciclable a otra planta por los fondos de la torre. Esta torre cuenta con 20 platos. La segunda torre es una torre separadora de metanol y agua. Esta es una torre de tipo empacado.

Lista de equipo

Recipientes

T1	Torre secadora de licor madre
T2	Torre recuperadora de metanol
V1	Recipiente de domos de T1
V2	Recipiente de domos de T2
V3	Separador de CO2
V4	Recipiente de descarga de CO2
V5	Recipiente de descarga de CO2
V6	Recipiente de CO2
V7	Recipiente de refrigerante a alta presión
V8	Economizador de refrigerante
V10	Recipiente de refrigerante
V11	Almacenamiento de refrigerante
V12	Recipiente de lavado de producto

Cambidores de calor

E1	Cambiator alimentación/licor madre
E2	Cambiator alimentación fría/licor madre

E3	Condensador de venteo de CO2
E4	Precalentador de la alimentación al separador de CO2
E5	Cambiador alimentación/fondos de la torre secadora
E6	Cambiador de relevo de la torre secadora
E7	Condensador de domos de la torre secadora
E8	Cambiador alimentación/fondos de la torre recuperadora
E9	Condensador de domos de la torre recuperadora
E10	Rehervidor de la torre recuperadora
E11	Enfriador intermedio del compresor de CO2
E12	Enfriador de salida del compresor de CO2
E13	Condensador de CO2
E14	Condensador de venteo de refrigerante
E15	Condensador de refrigerante
E16	Condensador del producto de lavado de p-xileno
E17	Rehervidor de la torre secadora

Compresores

C1	Compresor de CO2
C3	Compresor de propano

Bombas

P1	Bombas para la alimentación de xilenos
P2	Bombas para la inyección de metanol
P3	Bombas para la alimentación a la torre secadora
P4	Bombas para fondos de la torre secadora
P5	Bombas para efluentes de la torre secadora
P6	Bombas para el agua de lavado
P7	Bombas para fondos de la torre recuperadora
P8	Bombas para reflujos de la torre recuperadora
P9	Bombas para la 1a etapa de licor madre
P10	Bombas para la 2a etapa de licor madre
P11	Bombas para el producto de lavado con agua
P12	Bombas para el producto de p-xileno
P13	Bomba para la alimentación intermitente de propano

Cristalizadores

CS1	Cristalizador a presión
CS2	Cristalizador a vacío

Tanques

TK1	Tanque de agua
-----	----------------

TK2-4	Tanques de jarabe
TK5-6	Tanques de fusión
TK7-8	Tanques de licor madre
TK9	Tanque de efluente de filtrado
TK10	Tanque de p-xileno

Varios

K1-3	Centrífugas de la 1a etapa
K4-5	Centrífugas de la 2a etapa
MX1-3	Mezcladores de los tanques de jarabe
MX4	Mezclador del tanque de efluente de filtro

Consumo de Servicios Auxiliares

El consumo de servicios auxiliares se considera, dentro de la economía de un proceso, en el rubro de gastos de operación. Las evaluaciones energéticas dirigen sus objetivos a la disminución de los costos operacionales de una planta.

Con el propósito de efectuar la evaluación exérgica, los valores correspondientes a los consumos de servicios auxiliares se expresan en flujo o potencia y, también en unidades exérgicas.

Las unidades exérgicas son una expresión de la exergía relativa de una sustancia en relación a un estado de referencia. En el caso de la planta de La Cangrejera, Veracruz se consideraron estados de referencia promedio. Para la presión se consideró una atmósfera, mientras que para la temperatura, 15 grados centígrados.

En la tabla siguiente se muestra una relación de costos (expresados en nuevos pesos) en relación con las demandas energéticas específicas de cada equipo.

En seguida se muestra la gráfica comparativa de costos para los equipos con mayor demanda energética.

CONSUMO DE SERVICIOS POR EQUIPO

Clave	Servicio empleado	Flujo maximo o potencia	Energia.. Kcal/hr	Costo N\$
C1	vapor de 44 kg/cm2 cond. de 0.7 kg/cm2	30.533 kg/hr	7,358	545,17
C3	vapor de 44 kg/cm2 cond. de 0.7 kg/cm2	13.678 kg/hr	3,344	171,53
CS1	vapor de 44 kg/cm2 vapor de 4.6 kg/hr	2.689 kg/hr	0,169	51,22
CS2	vapor de 44 kg/cm2 vapor de 4.6 kg/hr	2.689 kg/hr	0,169	51,22
E4	vapor de 4.6 kg/hr cond. de 0.7 Kg/cm2	880 kg/hr	0,156	35,20
E6	vapor de 18.6 kg/cm2 a cond. de 4.6 kg/cm2	8.766 Kg/hr	1,793	108,34
E7	agua de enfriamiento (32 a 43C)	500 m3/hr	-0,575	275,00
E9	agua de enfriamiento (32 a 43C)	351 m3/hr	-0,403	193,05
E10	vapor de 4.6 kg/cm2 a cond. de 0.7 kg/cm2	8.190 kg/hr	1,456	327,60
E11	agua de enfriamiento (32 a 43C)	83 m3/hr	-0,088	45,60
E12	agua de enfriamiento (32 a 43C)	314 m3/hr	-0,339	172,70
E15	agua de enfriamiento (32 a 38C)	2.417 m3/hr	-1,965	1.329,00
E16	vapor de 4.6 Kg/cm2 a cond. de 0.7 kg/cm2	150 Kg/hr	0,027	6,00
E17	vapor de 18.6 kg/cm2 cond. de 4.6 kg/cm2	11.460 kg/hr	2,344	141,65
TK1	vapor de 4.6 kg/cm2 a cond. de 0.7 kg/cm2	998 kg/hr	0,176	
TK1	condensado			
P1	voltaje de 460 V	530 HP	0,225	124,40
P2	voltaje de 460 V	3 HP	0,002	0,56
P3	voltaje de 460 V vapor de 18.6 Kg/cm2 a vapor de 4.6 kg/cm2	128 HP 3.500 Kg/hr	0,061	29,96
P4	voltaje de 460 V	182	0,809	43,75
P5	voltaje de 460 V	9,4 HP	0,003	2,21
P6	voltaje de 460 V	13,9 HP	0,004	3,27
P7	voltaje de 460 V	4,9 HP	0,002	1,15
P8	voltaje de 460 V	6,5 HP	0,004	1,83
P9	voltaje de 4 000 V	180,0 HP	0,115	42,30
P10	voltaje de 460 V	17,8 HP	0,011	4,18
P11	voltaje de 460 V	6,4 HP	0,004	1,50

CONSUMO DE SERVICIOS POR EQUIPO

Clave	Servicio empleado	Flujo máximo o potencia	Energía.. Costo Kcal/hr N6
P15	"	36,100 HP	0,030 8,48
K1-3	voltaje de 4 000 V	2.000,0 HP	1,283 470,00
K4-5	voltaje de 460 V	500,0 HP	0,321 117,50
MX1-MX3	voltaje de 460 V	75,0 HP	0,048 17,62
MX4	voltaje de 460 V	50,0 HP	0,032 11,75

Valores de exergia y de los servicios

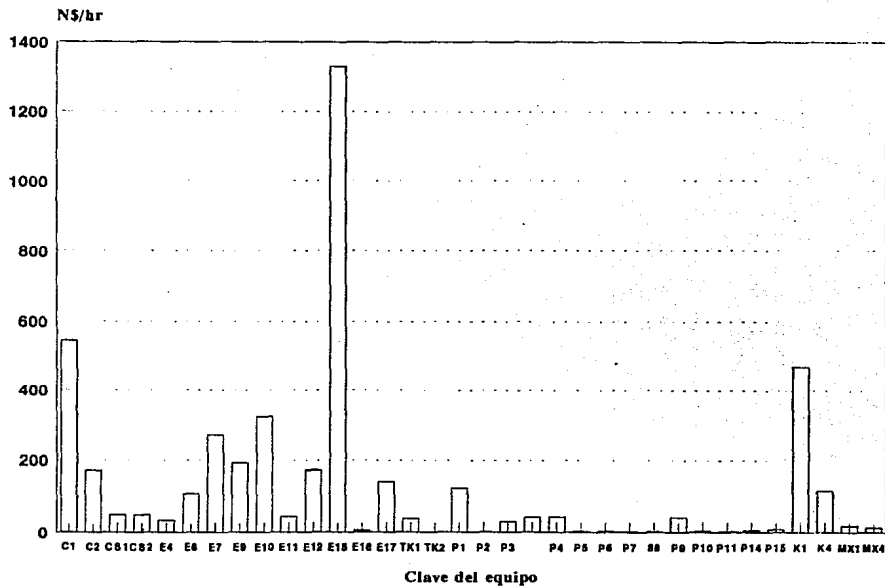
	Kcal/kg	N6/kg
vapor de 44 Kg/cm2	255,4	0,017855
vapor de 18.6 Kg/cm2	231,1	0,123600
vapor de 4.6 kg/cm2	192,3	0,040000
condensado de 4.6 kg/cm2	26,5	0,040700
condensado de 0.7 kg/cm2	14,4	0,040700

Agua de enfriamiento	Kcal/m3	N6/m3
32C	0,386	0,55
38C	1,109	
43C	1,734	

Electricidad	0,235	N6/HP
--------------	-------	-------

Costos de servicios auxiliares

Costos por equipo



En N\$/Hr

CAPITULO III

Diagramas de flujo de proceso

Los diagramas de flujo de proceso constituyen una mapa del proceso indispensable para el conocimiento de un proceso. Son una fuente de referencia básica para el análisis del proceso.

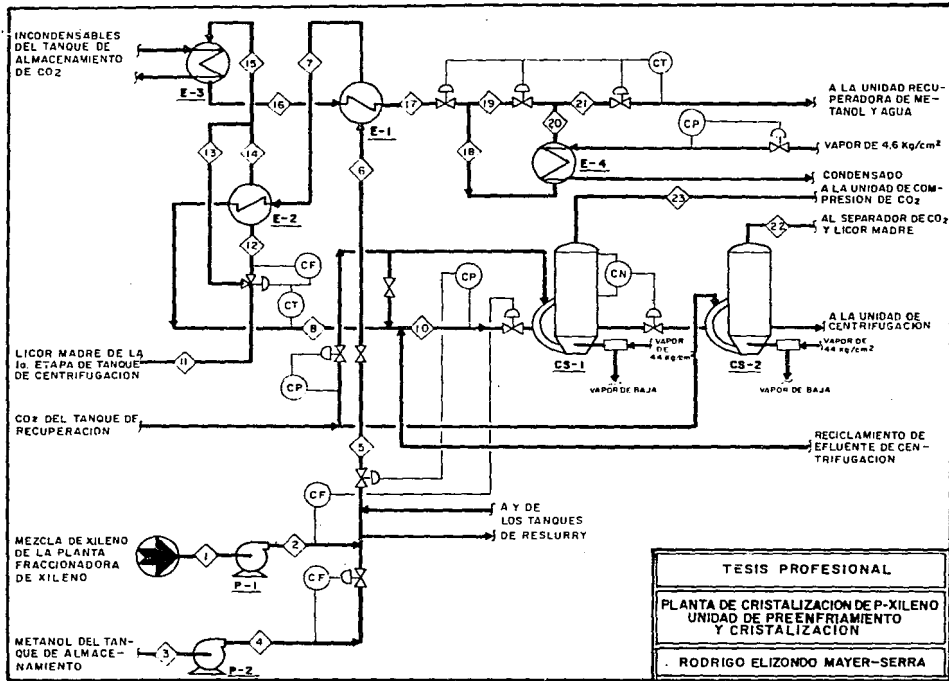
Un diagrama de flujo de proceso consiste de una representación simbólica de los diferentes equipos de proceso, así como de las líneas de proceso. En este tipo de diagramas, se puede representar un línea principal del proceso, que representa la secuencia principal del proceso.

El proceso de cristalización de p-xileno se representó por medio de cinco diagramas de flujo de proceso, correspondientes a sendas secciones generales del proceso.

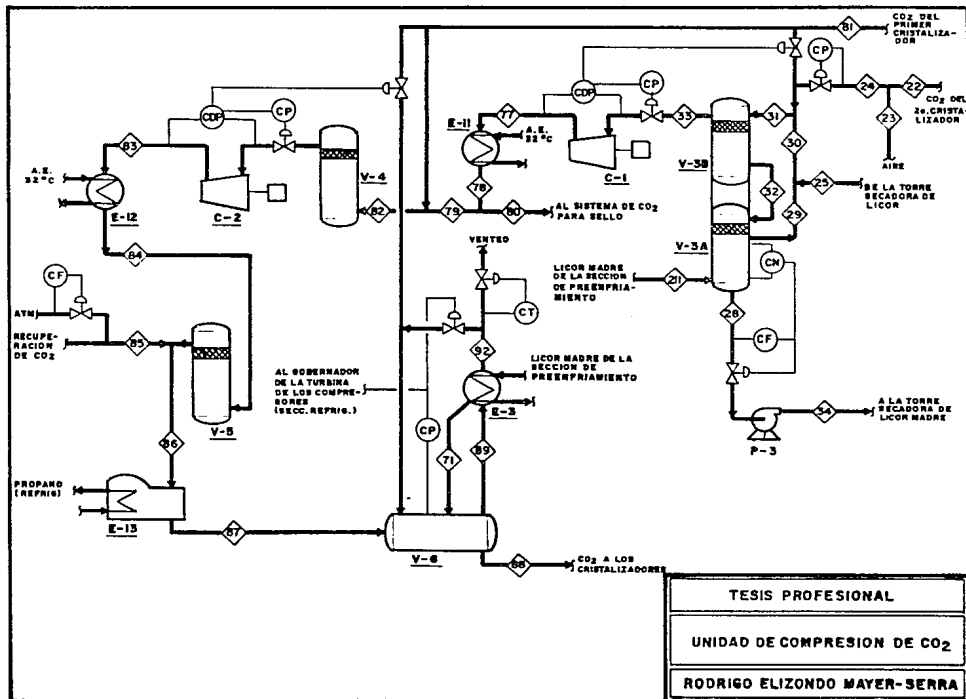
Todos los equipos de proceso incluyen su clave correspondiente que puede ser cotejada en la Lista de Equipo del capítulo anterior.

Adicionalmente, cada diagrama incluye la simbología correspondiente al equipo de control de los diferentes equipos.

Veanse a continuación



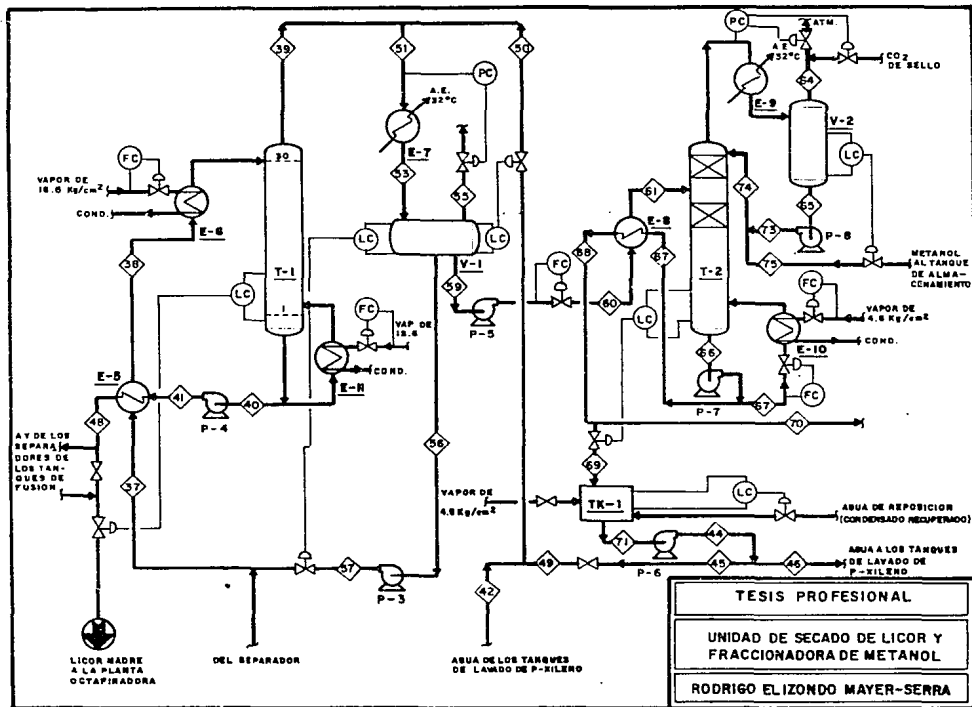
<p>TESIS PROFESIONAL</p> <p>PLANTA DE CRISTALIZACION DE P-XILENO UNIDAD DE PREENFRIAMIENTO Y CRISTALIZACION</p> <p>RODRIGO ELIZONDO MAYER-SERRA</p>

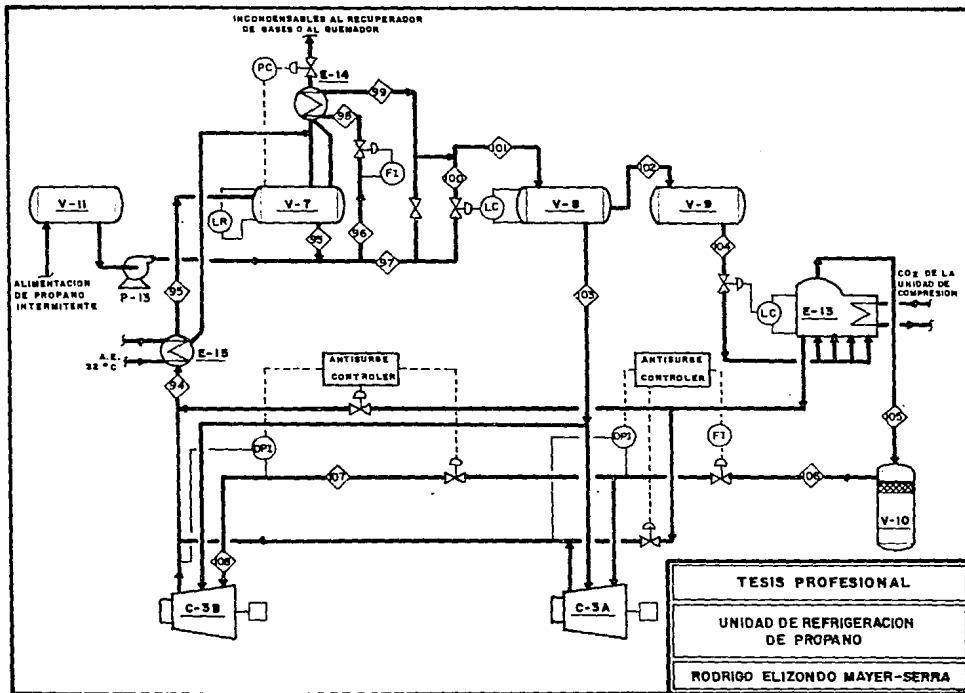


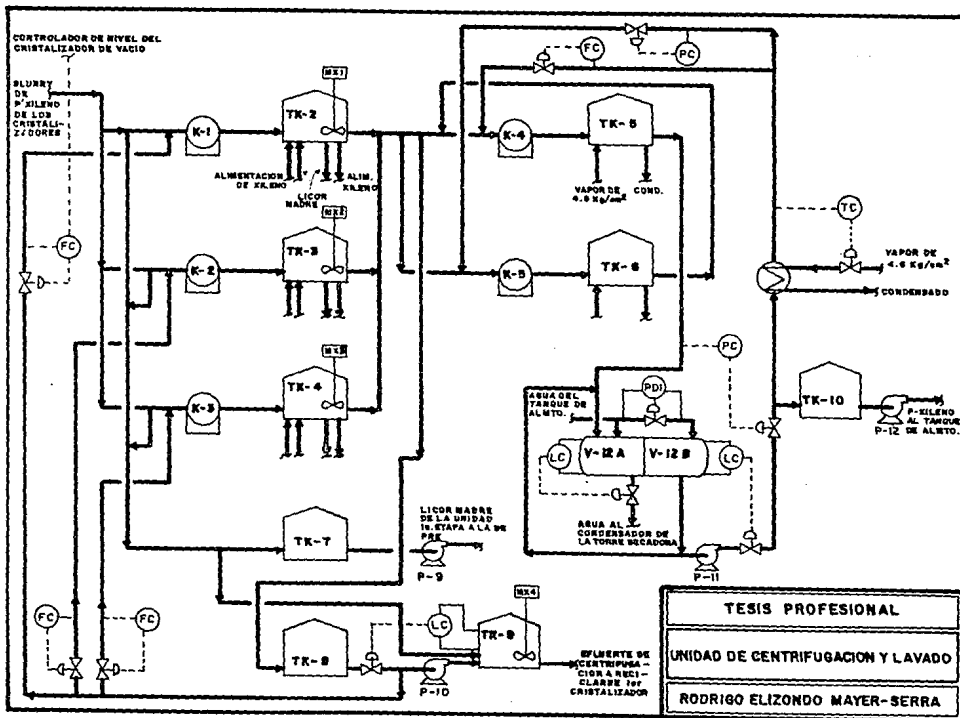
TESIS PROFESIONAL

UNIDAD DE COMPRESION DE CO₂

RODRIGO ELIZONDO MAYER-SERRA







Para una referencia completa respecto a los diagramas de flujo de proceso, se incluye una descripción detallada de los mismos.

En esta descripción se incluyen los valores de las condiciones de proceso de las principales corrientes de proceso para efecto del análisis.

Sección de enfriamiento y cristalización de la carga

La alimentación a la planta proveniente de límites de batería consiste en 287 539 kg/hr de una mezcla de xilenos isómeros, etilbenceno y naftenos a 57°C, que es llevada hasta una presión de 27.4 atm. La alimentación entra a esta sección con el objeto de que baje su temperatura hasta que el p-xileno alcance su punto de congelamiento y cristalice.

A la corriente de alimentación se le adiciona una corriente con un flujo constante de metanol, con el propósito de evitar una eventual formación de hidratos que provocaría problemas de taponamientos en tuberías y en cambiadores. A continuación, la línea principal se lleva hasta la sección de centrifugación y lavado de p-xileno, específicamente a los tanques de fusión donde cede parte de su calor al licor madre contenido en esos tanques. A continuación la corriente principal pasa a un tren de intercambio térmico.

En el primer enfriador (E1), la mezcla de aromáticos y metanol disminuye su temperatura de 20 hasta -29°C, mientras que en el segundo enfriador (E2), se enfría hasta -39°C. Como servicio en este tren de cambiadores se aprovecha una corriente fría de licor madre proveniente del primer tanque de licor madre. El licor madre se calienta en el tren hasta 36.1°C y en un precalentador hasta 40°C. A esta temperatura y a 4.0 atm. pueden recuperarse el CO₂, el metanol y el agua contenidos en el licor en un doble separador líquido-vapor. Además, entre el primero y el segundo enfriador, el licor pasa por el cambiador (E3) donde lleva a cabo el

servicio de condensar un venteo de CO₂. Aquí el intercambio térmico es pequeño.

La alimentación a los cristalizadores, proveniente del tren de cambiadores, se mezcla con un efluente de filtrado proveniente de las centrifugas. Esta corriente lleva un mayor contenido de p-xileno. Con el objeto de producir una baja temperatura que provoque la cristalización de p-xileno dentro de los cristalizadores, a la alimentación se le adiciona una corriente de CO₂ líquido a 17.6 atm. y a -26°C proveniente del tanque de CO₂.

La mezcla de aromáticos, metanol y CO₂ pasa por una válvula de mezclado. En esta válvula la corriente pierde 1.3 atm. de presión. En seguida, la carga pasa por unos difusores para entrar al cristizador a presión.

El cristizador de presión opera a una presión de 2.4 atm. y a una temperatura de -60°C. El enfriamiento es producido por la evaporación del CO₂. La pasta resultante es una mezcla sólido-líquido con un porcentaje de sólidos del 13%. El cristizador cuenta con una bomba de recirculación interna que mezcla el contenido de este equipo. El producto de salida es bombeado hasta 5.4 atm. y mandado al cristizador de vacío.

El cristizador de vacío opera a 0.5 atm. de presión y a una temperatura de -74°C. El contenido de sólidos de la mezcla resultante es de 18.5%. La mezcla es bombeada hasta 4 atm.

Sección de recuperación y compresión de CO₂

La carga de alimentación, licor madre contaminado, a una presión de 4 atm. y a una temperatura

de 40°C, proviene de la sección de enfriamiento. En el separador de CO₂, la alimentación pierde presión hasta 0.45 atm. A esta presión y a 38°C, el CO₂ se vaporiza completamente y en la fase líquida se separan los hidrocarburos mientras que, en la fase gaseosa, el CO₂, el agua, el metanol y algunos hidrocarburos.

En el tanque de separación de CO₂ (V3B), se mezcla el CO₂ proveniente de tres fuentes: el separador de CO₂, la torre secadora de licor madre, y el cristizador de vacío. Esta última corriente se encuentra a -73°C y corresponde con el 78% de flujo de CO₂ al tanque. A la temperatura de mezcla resultante, los hidrocarburos presentes se condensan y se reciclan al separador de CO₂. El CO₂ puro se manda a la etapa de compresión.

En la primera etapa de compresión el CO₂ proveniente del tanque de separación de CO₂, a 0.3 atm. y -30°C, se comprime a 2.5 atm. Un interenfriador lleva al CO₂ comprimido de 168 a 60°C. A continuación la línea principal de CO₂ se mezcla con el CO₂ proveniente del cristizador de presión. Antes de pasar a la segunda etapa de compresión, la alimentación pasa por un tanque separador de líquidos donde se retienen los hidrocarburos que se hayan presentes. La segunda etapa del compresor tiene como condiciones de salida del CO₂, 18.4 atm. y 175°C. El enfriador de salida baja la temperatura de esta corriente hasta 45°C.

Con el objeto de tener un flujo de CO₂ líquido constante y que el tanque de almacenamiento (V7) esté medio lleno, una corriente de reposición provee el CO₂ faltante. La corriente total requerida

para la cristalización pasa al condensador donde se enfría y se condensa completamente a 18.4 atm. y -26°C .

El tanque de almacenamiento de CO_2 se debe encontrar medio lleno de CO_2 a una presión de 17.6 atm. y -25°C . Los incondensables salen del tanque a un condensador (E13) donde un enfriamiento a -40°C condensa la totalidad del CO_2 que se regresa al tanque mientras que los incondensables se ventean.

Sección de torres limpiadora de licor madre y recuperadora de metanol.

El licor madre proveniente del separador de CO_2 llega a esta sección a unas condiciones de presión y temperatura de 4.4 atm. y 38°C . La corriente intercambia calor con los fondos de la torre secadora de licor madre para aumentar su temperatura hasta 128°C y pasa al precalentador por vapor para ser alimentado a la torre a 148°C .

La torre secadora de licor madre (T1) cuenta con 30 platos e incluye un rehervidor. La presión de operación de la torre es de 1.5 atm. La alimentación, licor madre contaminado, se lleva a cabo en el plato 30. El servicio llevado a cabo por la torre es la separación de licor madre por fondos y licor madre, CO_2 , metanol y agua, por domos.

La corriente de domos de la torre secadora se mezcla con una corriente de agua proveniente del tanque de agua (TK1) y del tanque de lavado de p-xileno (TK10). La corriente resultante, a

continuación, pasa por un condensador (E7) y va a dar a un recipiente (V1), donde por densidades se separan una mezcla de metanol y agua, esta última de mayor densidad, y el licor madre de densidad menor. En el desfogue de este tanque se elimina el bióxido de carbono que se lleva al separador de CO₂.

La corriente de licor madre se recicla a la alimentación a la torre y la mezcla metanol-agua, intercambia calor con los fondos de la torre recuperadora de metanol, donde incrementa su temperatura de 28 a 114°C, para alimentarse a la torre fraccionadora.

La torre recuperadora de metanol es una torre empacada. Cuenta con un rehervidor, un condensador y un separador líquido-vapor. La presión de operación de la torre es de 2.2 atm. El servicio llevado a cabo por la torre es la separación de agua y metanol al 99% de pureza. La relación de reflujo de la torre es de 0.861. El metanol se lleva a almacenamiento, mientras que el agua, después de ceder parte de su calor a la alimentación se lleva al tanque de agua.

El tanque de agua (TK1) recibe agua proveniente de la torre y, también, condensado. El agua de este tanque, antes de ser recirculada a la torre separadora, se utiliza para el lavado de p-xileno.

Sección de refrigeración

El sistema de refrigeración tiene como objeto la condensación de bióxido de carbono para su

almacenamiento en el tanque V7. Para este efecto se utiliza propano como refrigerante. El propano se necesita comprimir a una presión tal que pueda ser condensado por agua. Dos compresores de dos etapas, dispuestos en paralelo, llevan el propano hasta 13.9 atm. y 65.5°C. A continuación el propano es enfriado y condensado a 40.6°C. El propano condensado pasa a un recipiente a alta presión cuya función será eliminar Incondensables. Este recipiente se encuentra a 13.7 atm. y 39.4°C.

Los Incondensables presentes pasan al condensador (E14), junto con Incondensables provenientes directamente del condensador. El propano condensado se regresa al tanque, mientras que los Incondensables se ventean. Del recipiente se manda una línea al condensador como servicio. El propano de esta línea se enfría al expandirse hasta 2.5 atm. en un válvula.

La línea principal de propano también se lleva a 2.5 atm. y 5°C. Ambas corrientes de propano se mezclan y se llevan al economizador. Este equipo es un separador líquido-vapor que tiene como función la obtención de una línea de propano en fase vapor para alimentar la segunda etapa de los compresores.

La línea de propano en fase líquida pierde presión hasta 2.2 atm. y pasa al condensador de bióxido de carbono. Aquí se vaporiza totalmente y pasa a un tanque de retención de líquidos donde se separa cualquier líquido presente. La corriente de propano pasa a la primera etapa de compresión donde es llevado hasta 5.4 atm. Antes de pasar a la segunda etapa de compresión

se une con la corriente que viene del economizador. La mezcla es llevada en la segunda etapa de compresión hasta 13.9 atm. con un consiguiente aumento de temperatura hasta 65.5°C.

CAPITULO IV

ANALISIS EXERGICO

En el método de bloques para el análisis de exergía se presentan las ecuaciones para calcular los cambios de exergía en cada corriente. Se parte de los valores de las propiedades termodinámicas entalpía y entropía en cada línea de proceso.

Como se trata de un análisis de un diseño, se cuenta con las variables internas de todos los equipos y con las propiedades de entrada y de salida. Esto nos permite reproducir la planta en el simulador de procesos y comparar nuestros modelos con la realidad.

Bases de la evaluación

La unidad fue diseñada para una capacidad de 240 000 ton/año de paraxileno al 99.5% de pureza. El proceso consiste básicamente en una purificación sólido-líquido por enfriamiento de un agente externo (CO₂) que se evapora.

La elaboración del Balance de Materia, Energía y Exergía, se hizo para la capacidad de diseño de la planta cuya carga es una mezcla de xilenos y etilbenceno.

Las principales variables de operación con las que se efectuó el estudio son:

Temperatura de cristalización

Relación alimentación/recirculación

Pureza del p-xileno

Temperatura de evaporación del CO₂

Se consideraron cuatro secciones generales. Para cada sección se programó llevar a cabo una simulación en base a una alimentación a la sección.

Cada sección se correría independientemente para la obtención de los valores de exergia.

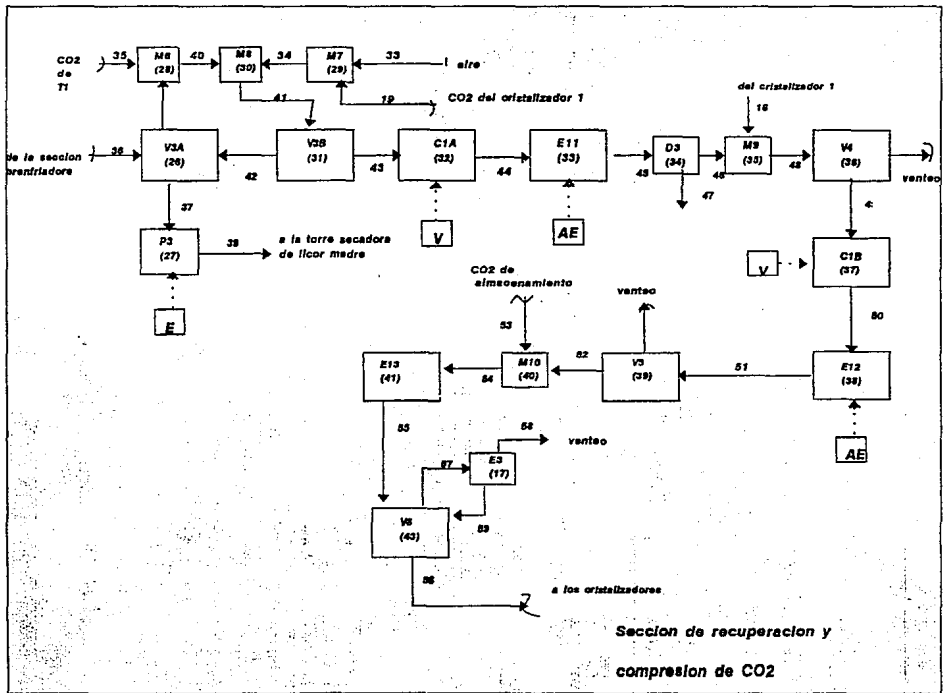
Diagramas de bloques

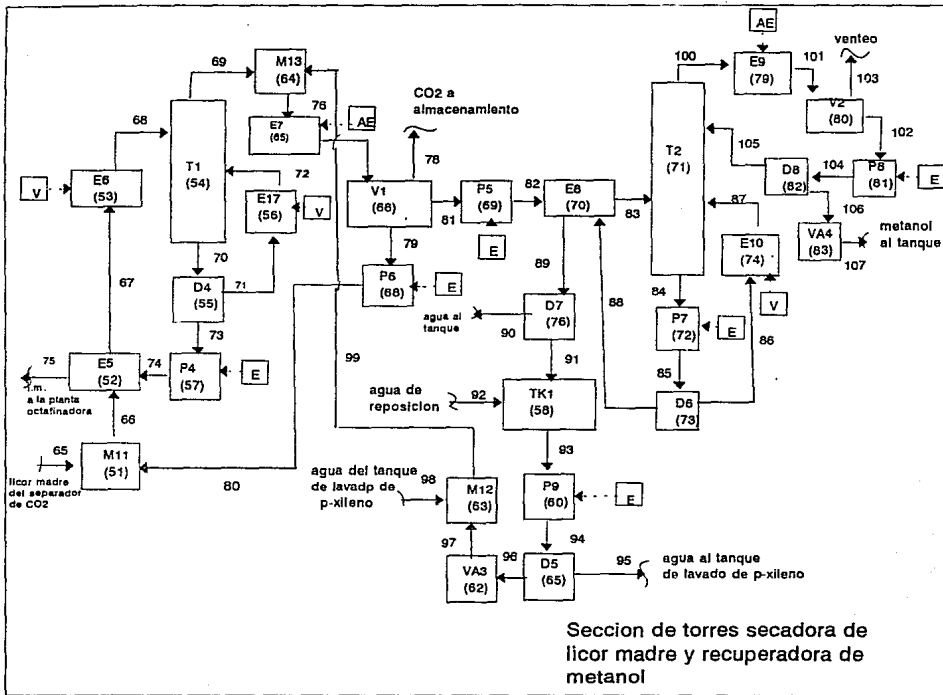
El diagrama de bloques de la Unidad Cristalizadora de P-xileno quedó integrado por un total de 79 bloques. Cada bloque consta de fronteras definidas e interactúa, de alguna manera, con el medio externo.

Con el objeto de lograr una mayor precisión en el análisis, las torres de destilación se subdividieron en sus componentes: total de platos, rehervidor, condensador y separadores.

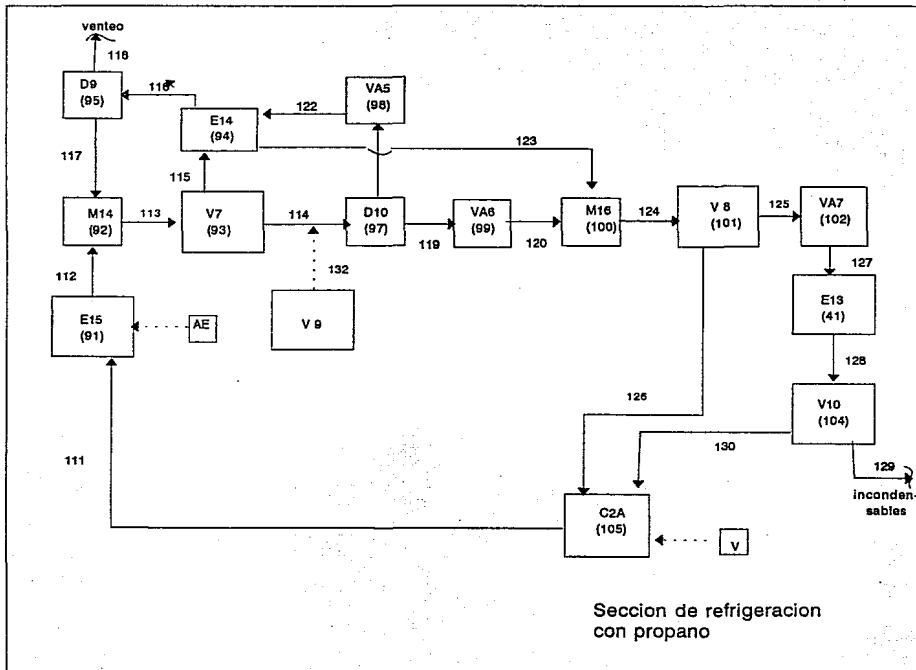
En las figuras se muestran los diagramas obtenidos, así como la descripción de cada bloque y la clave del equipo o equipos a los que corresponden de acuerdo al Diagrama de Flujo de Proceso. Además se incluyen como bloques independientes a las válvulas y los mezclados de corrientes.

Véanse a continuación los diagramas de bloques.





Sección de torres secadora de licor madre y recuperadora de metanol



Estos diagramas representan cada una de las corrientes de proceso involucradas, así como las corrientes que representan un flujo de exergía en el proceso y que no se muestran explícitamente en el diagrama de flujo, como son: corrientes de electricidad, vapor, agua de enfriamiento, etc.

El simulador de procesos (Simproc)

El programa utilizado para la obtención de propiedades termodinámicas y, al mismo tiempo, simular el proceso, se fundamenta en la reproducción de los equipos de proceso. Cada equipo de proceso es simulado por un módulo. Cada módulo está codificado de acuerdo a su función: intercambio térmico, transporte de un fluido, separación de componentes, procesos isoentálpicos o isoentrópicos.

Las corrientes de alimentación a cada módulo se especifican en todas sus variables intrínsecas: composición, temperatura y presión. Las variables internas de los equipos, así como las variables de entrada de la alimentación, permiten la obtención de variables resultado en este caso las variables de salida de cada módulo.

Para los efectos de este trabajo, las variables termodinámicas que fue necesario determinar son, internamente, la entalpía y la entropía; el simulador imprime como resultado la exergía (Ex). Para la determinación cuantitativa de estas propiedades se aplican modelos termodinámicos. En cada módulo correspondiente a cada equipo equipo se aplican determinadas ecuaciones termodinámicas.

Las ecuaciones de estado que son explícitas en la presión y que son del tercer grado en el volumen son de las ecuaciones simples más utilizadas. Se necesita una ecuación del tercer grado para permitir la representación de las fases líquida y vapor. Al aplicar la ecuación en las condiciones críticas es posible la determinación de tres parámetros independientes.

La ecuación de Soave, muy utilizada en la determinación de propiedades de hidrocarburos, utiliza la igualación de fugacidades del vapor y el líquido en la línea de equilibrio de fases para definir el valor de la constantes requerida para evaluar todos los parámetros. Es la ecuación indicada para este tipo de componentes⁷. Se utiliza la variante para mezclas multicomponentes.

Simulación del proceso

En la tabla de la siguiente página, se presenta la simulación del proceso, también denominado Balance de Materia y Energía del Proceso, la cual corresponde al Diagrama de Bloques y contiene la descripción de cada una de las corrientes con los siguientes parámetros principales: flujo (kg/hr), composición, temperatura (°C), presión (atm) y exergía (Kcal/hr).

Ejemplificación de un módulo

Cada módulo se codifica de acuerdo a la operación unitaria en cuestión. Si fuéramos a simular un módulo, por ejemplo el 54, que es una torre de destilación, procederíamos de la siguiente manera:

⁷ W. Edmister Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Estados Unidos, Gulf Publishing, 1984.

1) Definir en el simulador el tipo de operación unitaria de que se trata. Esto se hace por medio de una clave, en este caso escribimos 10000

2) A continuación definimos los parámetros internos del equipo. Para una torre de destilación de platos son: número de platos teóricos, fracción de separación, localización del plato de alimentación y la relación de reflujo.

3) Se define la corriente de alimentación. Primero se expresa el número de fases presentes en la corriente de proceso (clave 2008, 2005 o 2009) y en seguida se especifica el número de componentes y sus claves.

La definición de una corriente permite que el simulador de procesos calcule las propiedades termodinámicas como entalpía, entropía y exergía.

Esto es posible gracias al banco de constantes físicas del programa y a las ecuaciones de estado que procesan las propiedades de cada componente y de la mezcla.

4) El simulador obtiene las propiedades de la corriente de salida del equipo en cuestión. En este caso de las corrientes de domos y fondos.

Nota: En cada cálculo el simulador utiliza una ecuación de estado para mezclas. Internamente calcula los valores de entalpía y entropía para cada corriente.

Tabla de variaciones exérgicas por módulo

Para concluir este capítulo, se presentan las tablas del balance de exergía y de variación de exergía para los módulos del proceso.

En algunos de estos módulos, los equilibrios no reportaron resultados óptimos. Esto en el caso de una torre de destilación y de dos cambiadores de calor. El equilibrio líquido-vapor de los componentes no corrieron adecuadamente con el programa de exergía.

En estos casos se calculó la exergía de las corriente de entrada y de salida de cada módulo, definiendo por corriente en el simulador.

En el caso de los equilibrios sólido-líquido, no se cuenta con ecuaciones disponibles para el cálculo de exergía. Este es un campo de la termodinámica en desarrollo. Los comentarios al respecto se referiran a consideraciones sobre la cinética de cristalización.

En las tablas siguientes se considera como exergía suministrada, al valor en exergía de la corriente que es requerida para llevar a cabo una variación específica en las condiciones de proceso. Debido a esto, en ocasiones la exergía suministrada tendrá un valor negativo.

Se considera como incremento o decremento de exergía, la variación de exergía que experimenta la corriente de proceso, como resultado de una operación unitaria o cualquiera otra variación de

sus propiedades intrínsecas.

Finalmente se considera como pérdidas de exergía al flujo de exergía que se disipa o se gana como resultado de la interacción. El valor de las pérdidas de exergía corresponde a la diferencia entre la exergía suministrada y la exergía utilizada.

Ver a continuación las tablas correspondientes al balance de exergía , así mismo, las correspondientes a las variaciones de exergía por módulo o equipo.

BALANCES DE EXERCISE

Line numero	Estado fase	Composicion	Peso (kg/hr)	Presion (atm)	Temperatura (°C)	Energia (Kcal/hr) - E.
1	lg	avg. sat.	287.539	1.0	57.0	0.065
2	"	"	"	27.4	"	0.512
3	"	undersat.	604	1.0	49.0	0.000
4	"	"	"	29.9	"	0.001
5	"	avg. sat.	288.145	27.4	57.0	0.511
6	"	"	"	18.7	20.0	0.174
7	"	"	"	17.6	-29.0	0.847
8	"	"	"	16.7	-39.0	1.108
9	"	glacé	49.925	16.0	-25.0	0.150
10	"	avg. sat.	538.068	16.7	-36.0	1.224
11	"	C02	105.709	17.6	-26.0	5.777
12	"	avg. sat.	441.777	16.7	-51.2	4.790
13	"	"	"	9.8	-30.9	4.687
14	"	"	"	1.9	-51.5	4.269
15	sat. - lg	peso de sat.	571.524	2.4	-60.0	
16	avg	C02	70.455	"	"	1.082
17	sat. - lg	peso de sat.	571.524	5.4	"	
18	"	"	345.597	0.5	-79.0	
19	avg	C02	25.747	"	"	-0.128
20	sat. - lg	peso de sat.	345.597	4.0	"	
21	lg	lim. resaca	265.157	7.5	-65.0	1.890
22	"	"	134.915	"	"	0.962
23	"	"	130.152	"	"	0.928
24	"	"	134.915	6.6	-45.0	0.566
25	"	"	265.157	"	-52.0	1.455
26	"	"	"	5.9	-51.0	1.596
27	"	"	"	5.2	36.1	0.041
28	"	"	230.157	"	"	0.036
29	avg	"	34.585	"	"	0.025
30	"	"	230.554	4.5	40.0	0.079
31	"	"	265.157	"	"	0.045

BALANCEA DE ENERGIA

Línea número	Estado fase	Composicion	Peso (kg/hr)	Presion (atm)	Temperatura (°C)	Energia (Kcal/hr) x E-
30	vap	aire	109	1.0	50.0	0.001
34	"	aire	25.856	0.5	-72.0	-0.130
35	"	"	500	1.0	49.0	0.068
37	by sat	ben metilo	258.229	0.5	57.8	-0.055
38	vap sat	aire	7.250	"	"	-0.104
39	by	ben metilo	258.393	8.4	"	0.020
40	vap	aire	7.897	0.5	55.4	-0.109
41	"	"	55.755	"	-31.2	-0.448
42	by sat	ben metilo	1.055	0.5	-30.0	0.005
43	vap sat	aire	32.950	"	"	-0.445
44	vap	"	"	2.5	168.0	0.558
45	"	"	"	"	45	0.377
46	"	"	50.922	"	"	0.364
47	"	"	1.995	"	"	0.025
48	vap	"	101.355	"	-28	1.289
49	vap sat	"	101.345	"	"	1.289
50	vap	"	"	18.4	175.0	0.580
51	"	"	"	"	45.0	3.936
52	"	"	"	"	"	4.015
53	"	"	2.587	"	55.0	0.098
54	"	"	105.928	"	42.0	3.946
55	vap	"	104.144	17.6	-26.0	5.787
56	by	"	103.709	"	"	5.825
57	vap	"	1.754	"	"	0.028
58	"	mandarina	4.55	17.0	-40.0	"
59	by	aire	1.519	"	"	0.076
64	by	ben metilo	40.015	4.5	58.0	"
65	"	"	258.235	8.4	45.0	-0.014
66	"	"	248.248	4.5	59.0	-0.012
67	"	"	"	4.0	128.0	1.546
68	"	"	"	5.8	146.0	2.425
69	vap sat	agua y ben	41.028	1.5	154.0	1.518

BALANÇOS DE ENERGIA

Linha numero	Estado fase	Composicao	Fluxo (kg/h)	Pressao (atm)	Temperatura (°C)	Energia (Kcal/h) ± E-
70	lg vel	leo motor	276,025	1,7	167,0	2,690
71	"	"	18,838	"	"	0,197
72	vap	"	"	"	162,0	0,648
73	lg vel	"	257,297	"	"	2,689
74	lg	"	"	9,7	"	2,752
75	"	"	"	9,0	71,0	0,281
76	vap	agua y leo	62,025	1,5	101,0	2,225
77	"	"	"	1,3	49,0	-0,209
78	vap vel	a2	28	"	"	0,002
79	lg	leo motor	40,015	1,0	"	0,000
80	"	"	"	8,4	"	0,010
81	"	agua y material	21,619	1,3	"	0,000
82	vap	"	"	6,8	"	0,004
83	vap	"	"	6,0	114,0	0,227
84	lg	agua	37,316	2,5	127,0	0,633
85	"	"	"	4,1	"	0,634
86	"	"	16,015	"	"	0,295
87	vap vel	"	"	"	"	2,921
88	lg	"	21,303	"	"	0,392
89	"	"	"	3,8	54,0	0,054
90	"	"	2,490	"	"	0,006
91	"	"	18,903	"	"	0,049
92	"	"	2,095	"	"	0,005
93	"	"	20,987	1,7	49,0	0,041
94	"	"	"	8,8	"	0,045
95	"	"	821	"	"	0,002
96	"	"	20,166	"	"	0,043
97	"	"	"	1,5	51,3	0,039
98	"	"	821	"	"	0,002
99	"	"	20,987	"	"	0,041
100	vap	material	13,584	2,2	87,0	0,599
101	lg	"	"	"	43,0	0,049

BALANCES DE ENERGIA

Linea numero	Estado fase	Componente	Flujo (kg/hr)	Presion (atm)	Temperatura (°C)	Energia (Kcal/hr) E-
102	lig. sat.	"	13.551	"	"	-0.024
103	vap. sat.	"	57	"	"	0.000
104	lig.	"	13.551	6.0	"	"
105	"	"	13.008	"	"	0.000
106	"	"	574	"	"	0.214
107	"	"	"	2.2	"	0.000
111	vap.	propano	152.040	13.4	66.0	5.202
112	lig. sat.	"	"	13.7	"	5.032
113	"	"	152.500	"	"	"
114	"	"	152.040	"	"	"
115	"	metano y etano	460	20.0	"	"
116	lig.	"	"	"	"	"
117	lig.	"	"	"	"	"
118	vap.	incandescente	"	"	"	"
119	lig.	propano	6.290	5.4	5.0	0.053
120	vap.	"	"	13.0	39.0	0.048
121	lig.	"	1.750	6.0	10.0	4.748
122	"	"	"	5.4	5.0	4.512
123	"	"	"	"	"	4.135
124	"	"	152.040	"	"	4.184
125	lig. sat.	"	111.019	"	"	3.206
126	vap. sat.	"	41.021	"	"	0.964
127	vap.	"	111.019	1.7	-20.6	3.187
128	vap.	"	"	"	-26.1	1.091
129	"	"	10	"	"	0.000
130	"	"	111.014	2.5	5.0	0.429
131	"	"	"	5.4	-28.0	2.005
132	"	"	152.040	"	4.2	3.069

PERDIDAS DE ENERGIA

Módulo No.	Equipo y clase del equipo	Equipo adyacente (Kcal/hr.·E6)	Equipo suministrado (Kcal/hr.·E6)	Pérdidas de energía (Kcal/hr. · E-6)	
1	bomba	P1	0,149	0,340	0,191
2	"	P2	0,001	0,011	0,010
3	mezcla	M1	-	-	0,002
4	separadora	SX1	-	-	0,137
5	purificador	E1	0,673	1,255	0,682
6	"	E2	0,261	0,346	0,135
7	mezcla	M2	-	-	0,014
8	"	M3	-	-	2,211
9	exp. vertical	V41	-	-	0,103
10	"	V42	-	-	0,418
15	donson	D1	-	-	0,000
16	mezcla	M4	-	-	0,039
18	donson	D2	-	-	0,018
19	purificador	E4	0,043	0,136	0,115
20	mezcla	M5	-	-	0,057
26	separador	S31	-	-	0,089
27	bomba	P3	0,072	0,082	0,010
		P3	0,072	0,135	0,063
28	mezcla	M6	-	-	0,073
29	"	M7	-	-	0,005
30	"	M8	-	-	0,209
31	flask	V38	-	-	0,007
32	compresor	C14	1,001	1,839	0,838
33	ultrafiltrador	E11	-0,181	-0,088	0,093
34	donson	D3	-	-	0,000
35	mezcla	M9	-	-	0,147
36	separador	S4	-	-	0,000

PERDIDAS DE ENERGIA

Máquina No	Equipo y de' clase del equipo	Energía absorbida (Kcal/hr·E6)	Energía suministrada (Kcal/hr·E6)	Pérdidas de energía (Kcal/hr · E-6)
37	compresor	E18	2,967	2,519
38	interenfriador	E12	-1,320	-0,339
39	expansor	V3	-	-
40	mezcla	M10	-	-
41	condensador	E13	1,841	2,076
43	expansor	V5	-	-
44	condensador	E5	0,038	0,059
51	mezcla	M11	-	-
52	precalentador	E5	1,228	2,471
53	"	E6	0,871	1,795
54	torre fraccionadora	J1	0,957	-
55	demar	B4	-	-
56	refrigerador	E18	0,451	2,344
57	bomba	P4	0,065	0,119
58	torque	J21	-0,015	-
60	bomba	P1	0,004	0,008
61	demar	B5	-	-
62	rotámetro	V45	-	-
63	mezcla	M12	-	-
64	"	M13	-	-
65	condensador	E7	-	0,284
66	expansor	V1	-	-
68	bomba	P6	0,010	0,014
69	"	P5	0,004	0,006
70	precalentador	E8	0,025	-0,338
71	torre fraccionadora	J2	-	-
72	bomba	P7	0,001	0,005
73	demar	B6	-	-
74	refrigerador	E10	1,515	1,456

PRUEBAS DE EFICIENCIA

Modelo No.	Equipo y de clase del equipo	Equipo utilizado (Kcal/hr.°C°)	Equipo normalizado (Kcal/hr.°C°)	Pérdida de energía (Kcal/hr.°C° - E-6)
76	tanque	B7	-	0,000
79	condensador	E7	-0,249	0,146
80	operador	V2	-	0,021
81	tubo	P8	0,004	0,004
82	tanque	B8	-	0,000
83	válvula	V44	-	0,000
91	condensador	E15	0,642	1,200
92	regla	M14	-	1,100
93	regla	V8	-	0,000
94	condensador	E14	0,100	0,177
95	tanque	B0	-	0,000
96	regla	M15	-	0,000
97	tanque	B1	-	0,000
98	válvula	V45	-	0,426
99	"	V47	-	0,007
100	regla	M16	-	0,001
101	regla	V8	-	0,014
102	válvula	V47	-	0,028
104	operador	V1	-	0,000
105	compresor	C4	2,159	3,344

CAPITULO V

EVALUACION EXERGICA

Los balances de materia y exergía llevados a cabo a nivel de todos los bloques individuales presentes en el proceso son la base para realizar una evaluación exérgica individual, inicialmente, y una evaluación exérgica total del proceso, finalmente.

La evaluación exérgica consiste , esencialmente, en detectar cuáles son las pérdidas de exergía evitables en cada módulo o grupo de módulos. Las pérdidas de exergía evitables se deben a irreversibilidades que se podrían disminuir o anular. Estas pérdidas de exergía constituyen el potencial de mejoramiento.

Si en el proceso de evaluación exérgica se detecta un potencial de mejoramiento, es posible lograr una mayor eficiencia individual y global del proceso. Esto se logra modificando la topología del proceso.

Distribución de la exergía por módulo

Esta gráfica se elaboró a partir de la tabla de variación exérgica por módulo. La distribución de la exergía se considera como resultado del suministro de exergía.

En esta gráfica se considera como exergía suministrada a la cantidad de trabajo o de "energía total" que está entrando al sistema.

Se considera como decremento o pérdida de exergía cuando se da una disminución neta del valor exérgico. El incremento de exergía se considera como la cantidad de trabajo que gana determinada corriente de proceso.

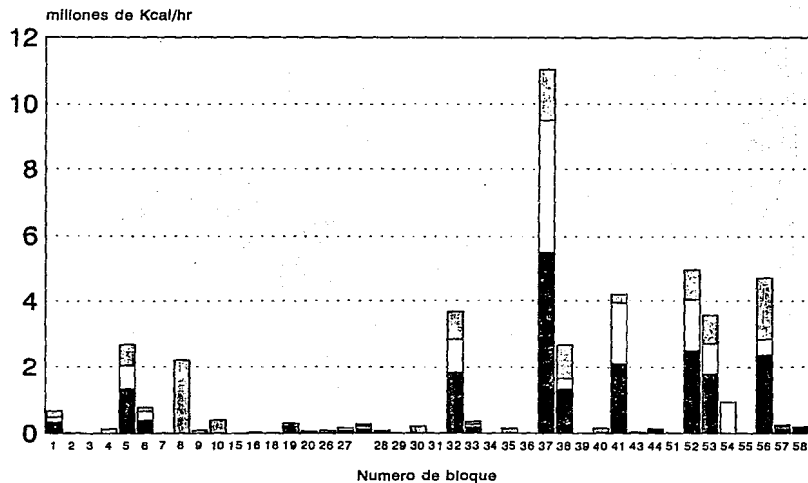
La diferencia entre las dos cantidades se conoce como trabajo perdido o irreversibilidades. Es decir, que en un sistema dado puede disminuir la cantidad de energía disponible debido a la disipación de energía.

En cada módulo se determina un valor de pérdida de exergía resultante de la diferencia entre los suministros y las variaciones de exergía.

Véanse las tablas de distribución de la página siguiente.

PERDIDAS DE EXERGIA

Análisis por bloques

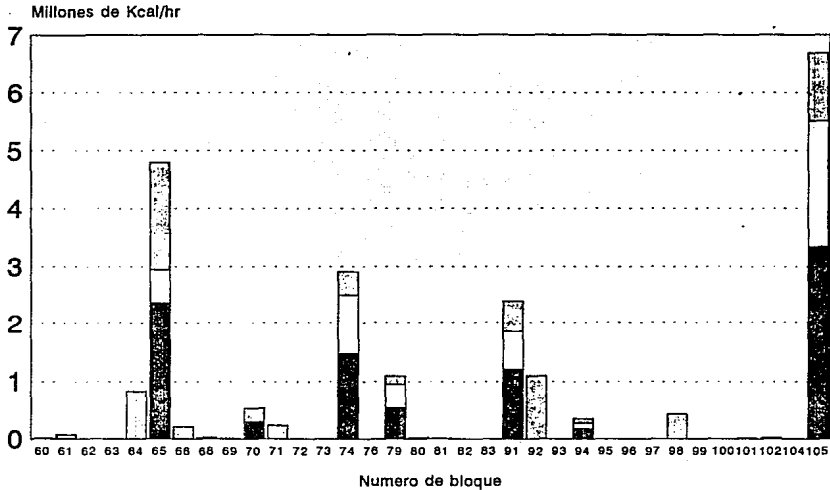


DISTRIBUCION DE LA EXERGIA

■ Exergia suministrada □ Incremento exergico ▨ Irreversibilidades

PERDIDAS DE EXERGIA (2)

Analisis por bloques



DISTRIBUCION DE LA EXERGIA

■ Exergia suministrada □ Incremento exergico ▨ Irreversibilidades

Diagramas generales de aprovechamiento exérgico

Resulta conveniente utilizar la Información exérgica por módulo para visualizar la distribución general de exergía en el proceso. La distribución general de exergía en el proceso se clasifica en:

- electricidad
- vapor
- agua de enfriamiento
- aprovechamiento exérgico
- Irreversibilidades

En cada apartado de la exergía se utilizan unidades comunes: kilocalorías por hora.

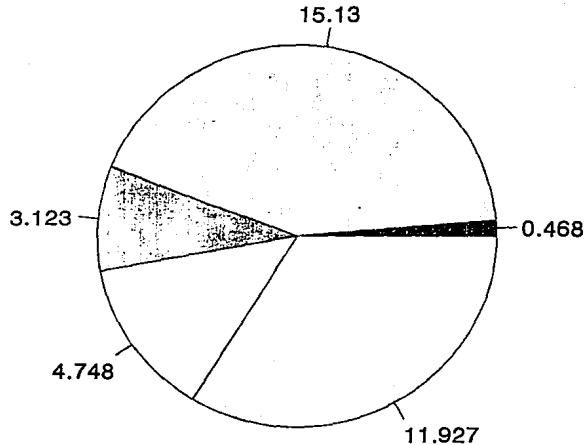
Como complemento al diagrama general de distribución de exergía, se presentan diagramas de distribución exérgica por sección y, finalmente, diagramas de distribución de exergía por tipo de equipo.

Cada uno de estos diagramas muestra una perspectiva particular del proceso y nos dan una idea de la magnitud de las irreversibilidades.

A continuación se encuentran las gráficas globales.

EVALUACION EXERGICA

ANALISIS GLOBAL



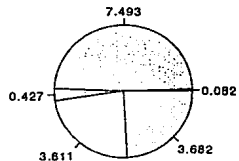
Distribucion de la exergia

■ electricidad □ vapor ▨ agua de enfriamiento □ aprovechamiento □ irreversibilidades

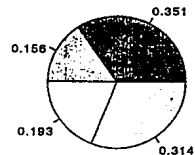
En millones de kcal/hr

EVALUACION EXERGICA

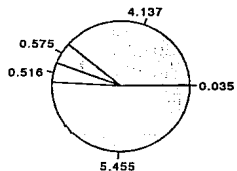
ANALISIS POR SECCION



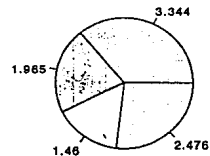
COMPRESION



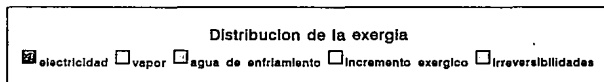
PRENFRIAMIENTO



RECUPERACION



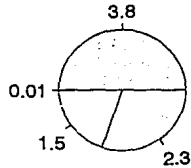
REFRIGERACION



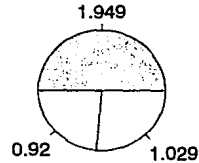
En millones de Kcal/hr

EVALUACION EXERGICA

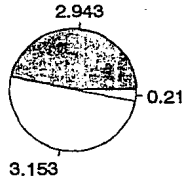
ANALISIS POR TIPO DE EQUIPO. INTERCAMBIO TERMICO



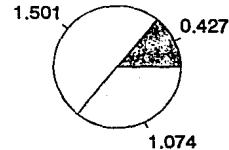
PRECALENTADORES



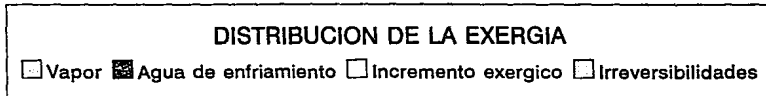
REHERVIDORES



CONDENSADORES



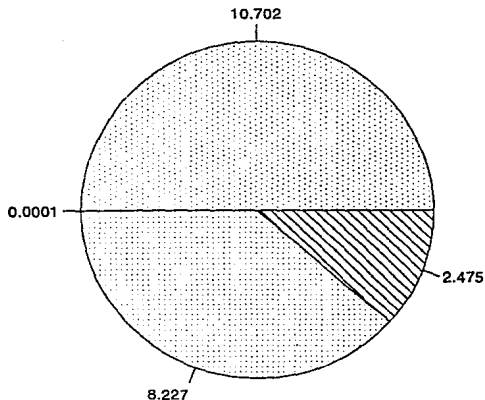
ENFRIADORES



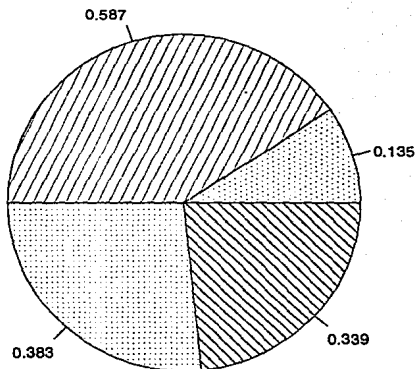
En millones de kcal/hr

EVALUACION EXERGICA

ANALISIS POR TIPO DE EQUIPO (2)



COMPRESORES



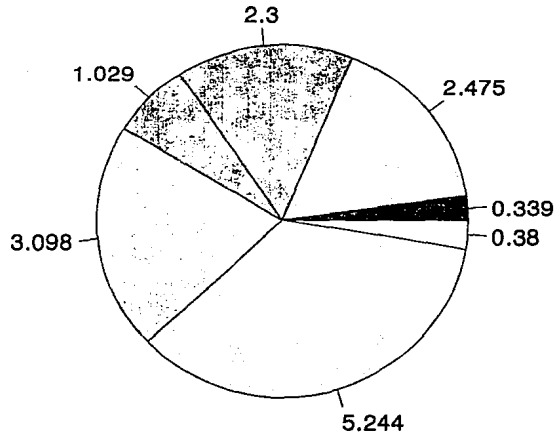
BOMBAS

DISTRIBUCION DE LA EXERGIA

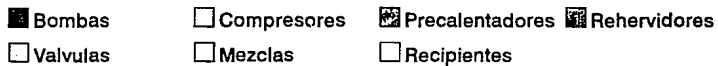
■ Vapor ■ Electricidad ■ Incremento exergico ■ Irreversibilidades

En millones de Kcal/hr

EVALUACION EXERGICA IRREVERSIBILIDADES



Distribucion de las irreversibilidades



En millones de kcal/hr

Para poder sugerir soluciones prácticas, la evaluación energética se centra en evaluar los módulos de mayor intensidad exérgica, concretamente, aquellos módulos en los que el trabajo perdido sea mayor.

Tabla de módulos de mayor intensidad exérgica

Los módulos que implican una mayor intensidad exérgica están reunidos en la siguiente tabla.

En esta tabla se consideran tres tipos de flujo de exergía:

Suministro de exergía: Se muestra en la columna de la derecha.

Trabajo perdido: Este valor corresponde a una pérdida o disipación de energía disponible.

Consiste de irreversibilidades intrínsecas o evitables. Se muestra en la columna izquierda.

Los equipos más destacados en cuanto a su intensidad de intercambio exérgico merecen consideración especial por las implicaciones económicas que conllevan.

MAYORES PERDIDAS DE EXERGIA

EQUIPO	TRABAJO PERDIDO (Pérdidas de exergia)	
	(Millones de kcal/hr)	
P1	0.191	de 0.341
E1	0.682	" 1.355
E2	0.135	" 0.396
M3	2.211	
VA1	0.103	
VA2	0.418	
E4	0.113	" 0.156
P3	0.063	" 0.135
M8	0.209	
C1A	0.378	" 1.839
E11	0.093	" 0.088
M9	0.147	
C1B	0.363	" 5.519
E12	0.981	" 0.339
M10	0.165	
E13	0.255	" 2.096
E5	0.913	" 0.059
E6	0.916	" 1.793
E17	1.093	
M13	0.834	
E7	1.789	
E8	0.315	" 0.338
T2	2.327	
E10	0.143	" 1.456
E9	0.146	" 0.403
E15	0.558	" 1.201
M14	1.101	
VA5	0.436	
C2	1.105	" 3.344

Diagramas de bloques de equipos destacados

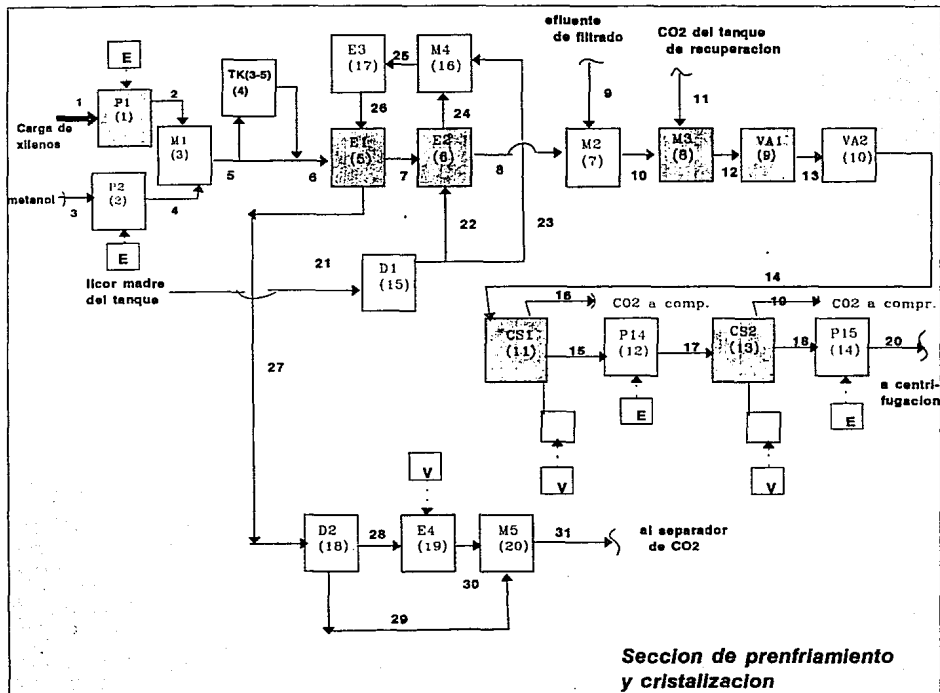
Los siguientes diagramas de bloques muestran los módulos o grupos de módulos en los cuales se detectó una fuerte intensidad exérgica con presencia de irreversibilidades importantes, según la tabla anterior.

A partir de estos esquemas de proceso es posible abordar el problema del potencial de mejoramiento.

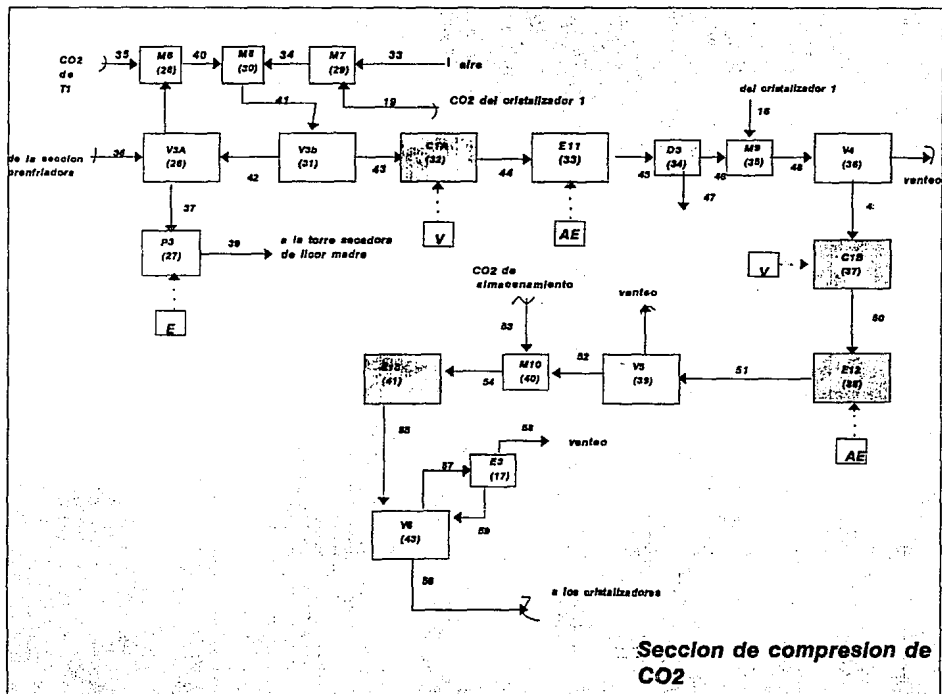
Por medio de la detección de estos equipos principales es posible visualizar puntos del proceso donde sería conveniente enfocar cualquier esfuerzo de optimización del proceso.

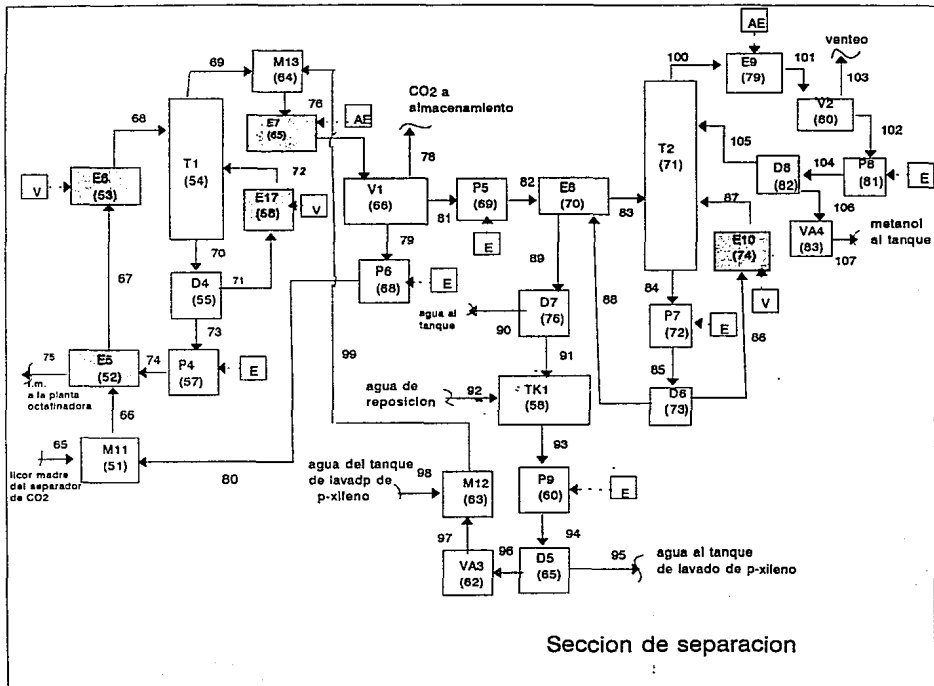
En los diagramas de bloques siguientes, aparecen sombreados los equipos mencionados en la tabla de arriba.

Los comentarios acerca del potencial de mejoramiento se referirán a los equipos sombreados en estos diagramas.

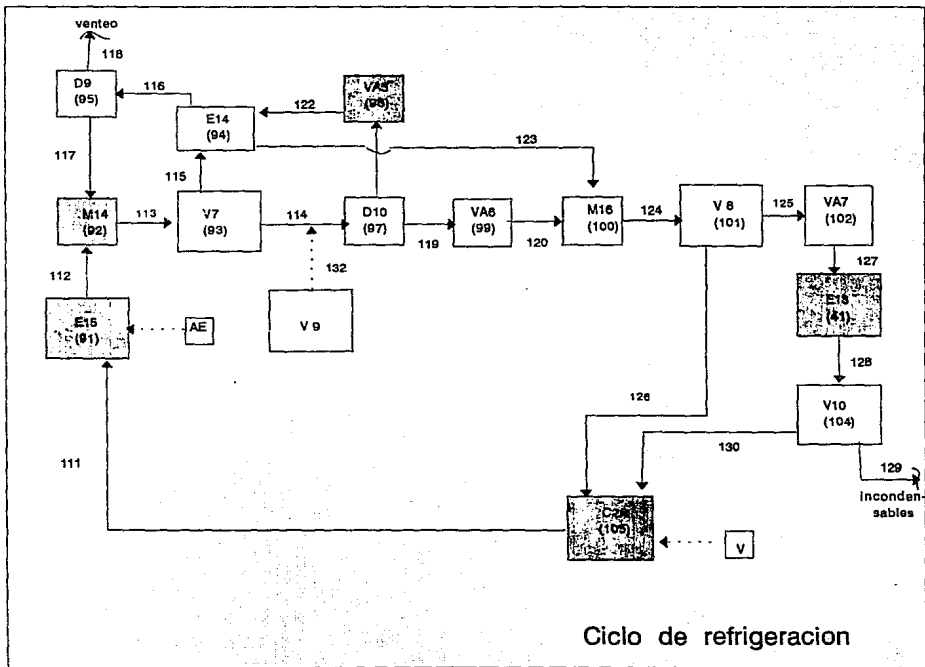


**Seccion de preenfriamiento
y cristalización**





Seccion de separacion



Potencial de mejoramiento

El análisis exérgico enfoca diversas áreas del proceso cuyas interacciones exérgicas presentan irreversibilidades considerables (más de 1 millón de kcal/hr).

1) Tren de enfriamiento de la carga

En el primer cambiador se presenta una fuerte pérdida exérgica. Estos cambiadores pueden ser optimizados mediante el método "pinch". Si se minimiza la disipación de exergía, ésta puede ser recuperada mediante una turbina de expansión. Esta implementación contribuiría a la generación de trabajo, substituyendo a las turbinas convencionales.

La evaluación económica consideraría costos fijos vs. ahorro en costos operacionales por ahorro de vapor en las turbinas de varios equipos de proceso.

2) Válvula de control al cristizador

Esta válvula tiene como objetivo el control de la presión al ingreso al cristizador (1.5 atm.). Debido a que la disipación de presión se da de 9 a 1.5 atm. existen posibilidades de recuperación de exergía. En este caso también es recomendable considerar una evaluación económica para la inclusión de una turbina expansora.

3) Interenfriador del compresor de CO₂

En el caso de este cambiador, se presenta una disipación de exergía considerable. Las

alternativa en este caso es efectuar un estudio "pinch" de cambiadores de calor para integrar este cambiador a la red de intercambio térmico. De esta manera se llega a considerar la mínima pérdida de exergía.

Alternativamente, es posible considerar cambiar de enfriamiento por agua a enfriamiento por aire. Esta decisión depende de la manera en que esté estructurada la red de servicios auxiliares de todo el Complejo Petroquímico.

4) Sistema de separación

En este caso, se presentan dos rehervidores y dos condensadores, cuyos consumos energéticos son considerables. Debido a que los sistemas de control de las torres de destilación son delicados, no es factible considerar una integración térmica de redes de calor.

Las pérdidas de exergía presentes en esta subsección son considerables y son intrínsecas a la tecnología seleccionada. La alternativa más viable sería considerar un enfriamiento por aire en condensador de licor madre, así como revisar la integración de servicios auxiliares⁸

⁸ J.W. Thomas "Air Wins Even when water plentiful" Heat Exchanger Design Handbook.

5) Ciclo de refrigeración

En este caso se presenta disipación de exergía en la válvula VA5. Se recomienda considerar la inclusión de una turbina expansora que aproveche la exergía perdida en la disipación del potencial de presión.

6) Cristalizadores

Estos equipos aumentan su contenido exérgico al efectuar un cambio de estado líquido-sólido. Aquí se compensan las pérdidas exérgicas de los demás equipos.

El consumo exérgico de este equipo en particular corresponde a las bombas de recirculación que tienen como efecto una mejor cinética de cristalización.

Para evaluar este equipo con mayor precisión se requiere de ecuaciones que calculen los equilibrios sólido-líquido.

Es decir se requiere actualizar esta parte del simulador.

CONCLUSIONES

Se describieron los fundamentos del método de exergía, enfatizando el concepto de sistema termodinámico. Se utilizaron los conceptos básicos de la termodinámica.

Se ejemplificó la aplicación del método de exergía riguroso en el proceso de cristalización de p-xileno. Esta aplicación se dividió en varios pasos, resaltando la importancia de la obtención de propiedades termodinámicas, a partir de las ecuaciones de estudio para mezclas.

El método de exergía permitió localizar equipos del proceso donde se disipa energía. Por medio de las gráficas de resultados se pudo visualizar mejor el flujo de la energía.

El análisis global de exergía permitió visualizar que en este proceso petroquímico, buena parte de la energía se pierde en irreversibilidades.

Los análisis por sección permitieron detectar que la sección de recuperación presenta muchas irreversibilidades. Sin embargo, la mayor parte de estas irreversibilidades de esta sección son inevitables. En este caso, la tecnología utilizada presenta irreversibilidades inherentes.

Por lo tanto, este tipo de gráficas tendrían su mayor utilidad en la comparación de procesos que utilizan diferente tipo de tecnología.

La tabla de módulos de mayor intensidad exérgica sirvió para ubicar los puntos con un potencial de mejoramiento.

Se detectaron seis áreas del proceso en las cuales se puede implementar alguna mejora en base a la ingeniería de detalle.

En cuanto a la simulación del proceso, se llevó a cabo un análisis riguroso. Se generó información para cada corriente de proceso. En general se corrieron módulos completos. Algunos módulos con equilibrios complejos no dieron resultados confiables.

En estos casos, se determinó exergía por corriente y se efectuó un balance.

Los módulos de equilibrio sólido - líquido no se pueden correr en el simulador. Por esto es necesario determinar a nivel laboratorio las ecuaciones de estos equilibrio, así como revisar los nuevos avances que aparezcan en la bibliografía sobre fisicoquímica.

BIBLIOGRAFIA

- Ahern, J.E. The Exergy Method of Energy Systems Analysis. John Wiley & Sons, New York, 1980.
- Edmister, W y Byung Ik. Lee. Applied Hydrocarbon Thermodynamics, vol 1 2th edition, Gulf Publishing, Houston, 1984
- García, Rafael Análisis de procesos mediante balances de exergía. Tesis. Facultad de Química, Unam. 1990.
- Garside, I. Industrial Crystallization from Solution. Chemical Engineering Science. vol 40. No. 1, 1985.
- Jensen, B.F. Graphpaper for crystallizer calculations Chemical Engineering, junio, 1986.
- Jensen, R.A. Process Changes to Improve Crystallization Chemical Engineering Progress. Julio, 1982.
- Keeney W.F. Energy Conservation in the Process Industries. Academic Press, Orlando, 1984.
- Kotas, T.J. The Exergy Method of Thermal Plant Analysis. Butterwoths London, 1985.
- Lieberman, N.P. Troubleshooting Process Operations, sec. edition, Penwall Books, Tulsa 1985.
- Menon, K.R. The Basic Principles of Centrifugal Separation. Chemical Age of India, vol. 28, no. 4, 1977.
- Muir, R.F. y C.S. Howat, Predicting solid-liquid equilibrium data from vapor-liquid data. Chemical Engineering, 1982.
- Pemex. Memorias Seminario sobre ahorro de energía en la fase de proyecto Serie de Conservación y ahorro de energía, Subdirección de proyectos y construcción de obras. 1986.
- Randolph, A. How to approach the problem of crystallization. Chemical Engineering, 1970
- Randolph, A.D. y M.A. Larson Theory of Particulate Processes. Academic Press, New York, 1971

- Thomas J.W. " "Air Wins Even When Water Plentiful", Heat Exchanger Design Handbook, Hydrocarbon Processing, 1970
- Tsatsaronis, T. Conferencia sobre exergoeconomía, Instituto Mexicano del Petróleo, 1987.
- Villalón, M. Conferencia sobre evaluaciones energéticas, Instituto Mexicano del Petróleo, 1991.
- Walas, S.M. Phase Equilibria In Chemical Engineering, Butterworths, Boston, 1985.