

413  
2ej



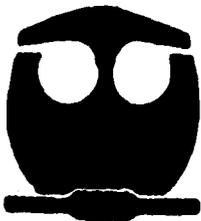
**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**



**OPTIMIZACION DE LA PLANTA DE ETILENO DE LA  
CANGREJERA**

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERO QUIMICO**  
P R E S E N T A:  
**ERICK REINARTZ CARBONELL**



MEXICO, D.F.

1996

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



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.

**A mis padres, por su eterno cariño, apoyo y aliento para buscar siempre la superación de uno mismo, sin olvidar nunca ayudar a los demás**

**A Aline, por ser una hermana tan linda y noble.**

**A Mamina, Omi, Papeto y Opi por todo su cariño.**

**A todos mis amigos por su amistad invaluable y todos los momentos inolvidables que hemos compartido**

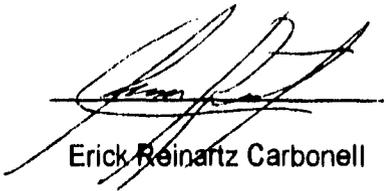
### Agradecimientos.

Agradezco al Ing. Celestino Montiel Maldonado la guía, orientación y apoyo brindado para la realización de este proyecto de tesis. Gracias a su visión se han impulsado un gran número de trabajos que alientan la utilización de nuevas tecnologías para impulsar el desarrollo de nuestro País y de nuestra Universidad.

Quisiera agradecer al Ing. Manuel Vazquez Islas y al Ing. Alberto Bremauntz Monge sus valiosos comentarios y aportaciones al proyecto de tesis.

Por último quisiera agradecer al Dr. Enrique Bazúa Rueda por su apoyo y consejos a lo largo de toda la carrera, los cuales han contribuido grandemente a mi formación.

A la Sra. Carmen Acosta y al Sr. Moritz Bühlmann por sus enseñanzas y consejos que han tenido una gran influencia sobre mi pensamiento.

Jurado Asignado :		
Presidente :	Prof.	Bremauntz Monge Alberto
Vocal :	Prof.	Vazquez Islas Manuel
Secretario :	Prof.	Montiel Maldonado Celestino
1er. suplente :	Prof.	Galicia Pineda Ma. Luisa
2do. suplente :	Prof.	Viveros García Tomás
Sitio donde se desarrolló el tema : Laboratorio de "Simulación y Optimización de Procesos" del Edificio de Ingeniería Química del Conjunto "E" de la Facultad de Química de la U.N.A.M., C.U.		
Nombre completo y firma del asesor del tema ;  Ing. Celestino Montiel Maldonado.		
Nombre completo y firma del sustentante :  Erick Reinaftz Carbonell		

# INDICE

	<b>Página</b>
<b>1. INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
<b>2. GENERALIDADES</b>	<b>6</b>
2.1. Síntesis y Análisis de Procesos	<b>6</b>
2.2. Optimización de Procesos	<b>11</b>
2.3. Importancia Industrial del Etileno	<b>13</b>
<b>3. DESCRIPCION DEL PROCESO</b>	<b>18</b>
3.1. Sección de Pirólisis	<b>19</b>
3.2. Sección de Apagado	<b>21</b>
3.3. Sección de Compresión	<b>22</b>
3.4. Sección de Lavado Caústico	<b>24</b>
3.5. Sección de Desmetanización	<b>25</b>
3.6. Sección de Metanación	<b>28</b>
3.7. Sección de Desetanización	<b>30</b>
3.8. Sección de Despropanización y Desbutanización	<b>32</b>
3.9. Sección de Fraccionamiento de Etileno	<b>34</b>
3.10. Sección de Fraccionamiento de Propileno	<b>36</b>
3.11. Ciclo de Refrigeración de Etileno	<b>38</b>
3.12. Ciclo de Refrigeración de Propileno	<b>40</b>
3.13. Diagramas de Flujo de Proceso	<b>44</b>
<b>4. SIMULACION DE LA PLANTA DE ETILENO</b>	<b>54</b>
4.1. Metodología para la Simulación de la Planta de Etileno	<b>56</b>
<b>5. ANALISIS DE SENSIBILIDAD</b>	<b>63</b>
5.1. Metodología para el Análisis de Sensibilidad	<b>63</b>
<b>6. OPTIMIZACION DE LA PLANTA DE ETILENO</b>	<b>71</b>
6.1. Metodología para la Optimización de la Planta de Etileno	<b>73</b>

<b>7. RESULTADOS</b>	<b>79</b>
7.1. Resultados de la Simluación de la Planta	79
7.2. Resultados del Análisis de Sensibilidad	94
7.3. Resultados de la Optimización de la Planta	104
<b>8. ANALISIS DE RESULTADOS</b>	<b>118</b>
<b>9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	<b>124</b>
<b>10. BIBLIOGRAFIA</b>	<b>128</b>
<b>APENDICE A.</b>	<b>131</b>
<b>APENDICE B.</b>	<b>140</b>
<b>APENDICE C.</b>	<b>144</b>
<b>APENDICE D.</b>	<b>147</b>

---

# CAPITULO

## 1

---

### INTRODUCCION

Hoy en día, la industria petroquímica nacional se enfrenta a un mercado mundial sujeto a un cambio constante y altamente competitivo, sin los recursos necesarios para realizar inversiones fuertes que permitan modernizar o renovar en gran medida la infraestructura petroquímica nacional. Por esta razón, resulta necesaria la modificación de los procesos existentes, por medio de cambios de operación o inversiones pequeñas, con el objeto de hacer a nuestra industria más competitiva a nivel internacional y generar los recursos necesarios para llevar a cabo una renovación y modernización de las plantas petroquímicas en nuestro país.

En los años 50's la Industria Petroquímica Mexicana era prácticamente inexistente, sin embargo, ya desde esa época se vislumbraba la importancia estratégica que jugaría en la economía y desarrollo de nuestro país. En un principio esta rama se orientó para satisfacer la demanda del mercado interno, el cual era muy reducido, por lo que para 1960 se elaboraban cinco productos petroquímicos, añadiéndose rápidamente un vigoroso

movimiento de expansión hasta el año de 1964, en donde se logró obtener una producción siete veces mayor a la de 1960 y contar con una mayor oferta de productos petroquímicos. Después de este primer impulso, la política petroquímica estuvo orientada hacia el logro de la sustitución de importaciones mediante un mejor aprovechamiento de los hidrocarburos como materia prima. Finalmente, en las últimas dos décadas se logró un aumento considerable en volumen y en productos, tratándose de lograr la autosuficiencia en el sector de la petroquímica secundaria, obteniéndose crecimientos anuales de 15.2%, con relación a un promedio de crecimiento de la economía en general del 6.8%, lográndose de esta manera que en la actualidad se obtengan 42 productos petroquímicos básicos en 19 centros petroquímicos, que cuentan con un total de 106 plantas.

Al analizar los datos anteriores podemos percatarnos que el desarrollo de la industria petroquímica nacional se ha enfocado principalmente a la autosuficiencia de nuestro país, sin poner una gran atención a la competitividad de este sector con respecto a otros países generadores de productos petroquímicos. Sin embargo, en la actualidad, debido a la apertura de los mercados internacionales y a raíz del Tratado de Libre Comercio con Estados Unidos y Canadá, no solamente es suficiente el lograr una alta productividad para satisfacer la demanda interna, sino que es indispensable lograr una alta eficiencia de nuestros procesos, la cual permita cubrir la demanda nacional y exportar los excedentes generados.

Es aquí, donde el ingeniero debe desarrollar metodologías, basadas en el análisis de los procesos, que fomenten el uso racional y eficiente de los recursos con que se cuenta para la productividad y rentabilidad de las industrias de proceso. Dentro de este área de análisis de procesos podemos encontrar varios caminos para la mejora de los mismos. Uno de estos caminos es representar, con la ayuda de un simulador, las condiciones reales del proceso, de tal forma que pueda realizarse un análisis de sensibilidad de las variables del mismo, se identifique cuáles son las más importantes y se establezca una función objetivo para utilizar posteriormente una herramienta de optimización, esto es, encontrar una tarea específica a realizar, como una reducción de costos, una mayor utilidad o un menor costo

de producción por unidad producida, utilizando herramientas meramente matemáticas. El uso de estas herramientas permite identificar las variables de importancia de un determinado proceso y proporciona datos importantes sobre las condiciones de operación que permitan una operación de la planta en una región óptima, teniéndose posteriormente que llevar a la práctica para corroborar los resultados obtenidos en el simulador, tras hacer un análisis exhaustivo sobre la posibilidad de realizar cambios de operación en la planta.

El presente trabajo tiene como objetivo presentar únicamente una herramienta de trabajo, una metodología y una propuesta, con las cuales se pueda mejorar teóricamente la productividad y rentabilidad de la planta de etileno ubicada en el Complejo Petoquímico de la Cangrejera, Veracruz, sin la necesidad de llevar a cabo inversión alguna, presentando así una herramienta útil para alcanzar mejoras y actualizaciones de esta planta a pesar de contar con una fuente limitada de recursos de inversión y tecnología. Se ha establecido el objetivo de alcanzar un aumento cercano al 10% en las utilidades y una disminución del 5% en los costos de operación, poniendo especial atención en los costos generados por el consumo de servicios en la planta. Debido a que se trata de un estudio sobre las variables de proceso, cualquier recomendación no requerirá de un período de recuperación de la inversión, por lo que los resultados deberían reflejarse inmediatamente sobre la economía del proceso. Es importante mencionar que el estudio es de carácter teórico y la simulación y optimización matemática del proceso proporcionan únicamente información sobre las regiones de operación deseables de la planta, las cuales tienen que ser analizadas en campo, con el objeto de comprobar su validez y puesta en práctica.

A su vez, este trabajo puede servir como ejemplo para implementar la misma metodología en la optimización de cualquier planta productiva de la industria química nacional.

En el Capítulo 2 se procederá a describir la importancia del etileno dentro del contexto petroquímico nacional, mientras que se revisarán los conceptos básicos de ingeniería que se refieren a la síntesis y mejora de procesos, haciendo hincapié en la teoría y aplicación de

la simulación y optimización de procesos por medio de modelos matemáticos mencionando las características generales de estas herramientas de cálculo.

En el Capítulo 3 se describirá detalladamente el proceso de producción de etileno a partir de la pirólisis del etano, tomando como base los diagramas de flujo de proceso de la planta ubicada en el Complejo Petroquímico de La Cangrejera, Veracruz.

El Capítulo 4 describirá la metodología utilizada para obtener una representación cartiana de la planta de producción de etileno, con la ayuda de un simulador de procesos.

El Capítulo 5 describirá la metodología empleada para efectuar el análisis de sensibilidad de las variables del proceso y establecer las bases para realizar la optimización del proceso identificando las variables de mayor influencia sobre la economía del mismo.

En el Capítulo 6 se definirán las funciones objetivo a optimizar y se hará una descripción del procedimiento realizado para llevar a cabo la minimización o maximización de estas funciones.

El Capítulo 7 presentará de manera detallada los resultados obtenidos en la simulación, el análisis de sensibilidad y optimización del proceso presentándose tablas con las propiedades de las corrientes más importantes del mismo.

En el Capítulo 8 se llevará a cabo un análisis de los resultados obtenidos.

Finalmente en el Capítulo 9 se formularán las conclusiones y recomendaciones relacionadas con este trabajo, presentándose en el último capítulo las referencias bibliográficas utilizadas para su realización.

la simulación y optimización de procesos por medio de modelos matemáticos, mencionando las características generales de estas herramientas de cálculo.

En el Capítulo 3 se describirá detalladamente el proceso de producción de etileno a partir de la pirólisis del etano, tomando como base los diagramas de flujo de proceso de la planta ubicada en el Complejo Petroquímico de La Cangrejera, Veracruz.

El Capítulo 4 describirá la metodología utilizada para obtener una representación cercana de la planta de producción de etileno, con la ayuda de un simulador de procesos.

El Capítulo 5 describirá la metodología empleada para efectuar el análisis de sensibilidad de las variables del proceso y establecer las bases para realizar la optimización del proceso, identificando las variables de mayor influencia sobre la economía del mismo.

En el Capítulo 6 se definirán las funciones objetivo a optimizar y se hará una descripción del procedimiento realizado para llevar a cabo la minimización o maximización de estas funciones.

El Capítulo 7 presentará de manera detallada los resultados obtenidos en la simulación, el análisis de sensibilidad y optimización del proceso, presentándose tablas con las propiedades de las corrientes más importantes del mismo.

En el Capítulo 8 se llevará a cabo un análisis de los resultados obtenidos.

Finalmente en el Capítulo 9 se formularán las conclusiones y recomendaciones relacionadas con este trabajo, presentándose en el último capítulo las referencias bibliográficas utilizadas para su realización.

## **RESTRICCIONES DEL ESTUDIO**

- No se llevará a cabo la simulación de la sección del reactor de pirólisis, ya que el modelo utilizado por el simulador de procesos ASPEN Plus es deficiente para este tipo de reactores, de tal forma que el modelado de este equipo requeriría de la generación de un módulo nuevo, lo cual queda fuera de los objetivos y alcance de este estudio.
- Se omitirá la sección de lavado cáustico, debido a la falta de información sobre los balances de materia y energía y sobre las reacciones que se llevan a cabo dentro de la torre de lavado.
- Para la estimación de los costos de operación no se tomarán en cuenta aquellos relacionados con la administración, mano de obra y mantenimiento, ya que corresponde a un análisis administrativo del proceso de producción el proponer mejoras en este aspecto.
- Las utilidades y costos del proceso están basadas en los costos actuales de materias primas, servicios y productos petroquímicos a nivel nacional e internacional, por lo que una variación en los mismos puede ocasionar cambios en los resultados obtenidos en caso de llevarse a cabo el mismo estudio en un trabajo posterior. Sin embargo los precios se especificaron en dólares, con la finalidad de lograr una validez de mayor duración.
- Las modificaciones al proceso que se presentan quedarán en calidad de propuestas, ya que no está dentro del alcance del estudio el llevarlas a cabo. Estas modificaciones propuestas sólo sustentarán su efectividad en el hecho de que, después de analizar el proceso, se considere que pueden reportar mayores utilidades o reducciones en los costos de operación de la planta.

---

# CAPITULO

# 2

---

## GENERALIDADES

### 2.1. SINTESIS Y ANALISIS DE PROCESOS

El mercado mundial actual de los productos químicos está sujeto a variaciones rápidas, ya que continuamente se desarrollan nuevos productos, los cuales pueden sustituir a los productos anteriores o bien mejorar las propiedades de estos. También ocurre que las materias primas, los materiales auxiliares, las fuentes de energía y los equipos necesarios para la operación de las plantas químicas varían en sus costos y disponibilidad. Si a la situación cambiante le sumamos la globalización de los mercados y la creciente normatividad ecológica que se está implantando en todo el Mundo, nos damos cuenta que los procesos rápidamente se vuelven obsoletos, ineficientes, poco rentables y con altos costos de operación, de lo cual surge la imperiosa necesidad de modificarlos o sustituirlos por tecnologías más modernas.

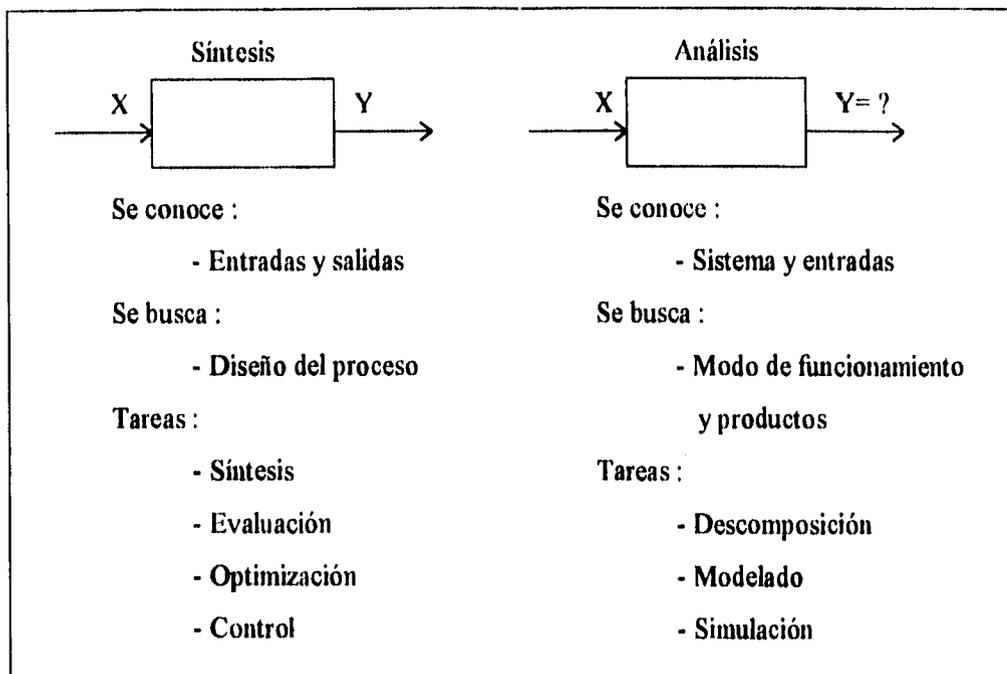
De acuerdo con lo mencionado anteriormente, los nuevos procesos químicos deben satisfacer altas demandas en el uso racional de las materias primas y los recursos no renovables, buscando en la medida de lo posible que la modificación de los procesos implique la menor inversión posible y el mínimo tiempo de recuperación de la misma. Por lo tanto, los nuevos procesos deben permitir una alta flexibilidad en el nivel de producción, tener una influencia mínima sobre el medio ambiente en el que se encuentran y cumplir con todas las medidas de seguridad.

La aplicación de nuevas tecnologías como teoría de sistemas, cibernética, matemáticas aplicadas, ingeniería en computación, así como la economía, pueden aportar soluciones a los problemas anteriores cuando se generan modelos aplicados en simuladores de proceso, algoritmos de optimización y síntesis de procesos. A pesar de que estas nuevas herramientas representan un alto costo inicial y requieren en muchas ocasiones sistemas de cómputo muy avanzados, permiten que el estudio de los procesos químicos tenga bases termodinámicas sólidas, alcanzándose soluciones óptimas a los problemas con una mayor certeza que por técnicas anteriores, en las cuales era necesario apoyarse en correlaciones y observaciones de la práctica para buscar posibles soluciones.

Los problemas que ya se mencionaron anteriormente se pueden resolver por dos vías de estudio de procesos, siendo la primera de estas la síntesis de procesos y la segunda el análisis de procesos.

De manera intuitiva se puede apreciar que el primer enfoque implica una agregación, mientras que el segundo implica la descomposición de un todo. Estos dos tipos de estudio de procesos siempre están muy relacionados, ya que siempre a una síntesis deberá seguirle un análisis del proceso.

**Figura 1.**



Se entiende por sistema a aquel conjunto restringido de elementos, así como las interconexiones que existen entre ellos. Cada uno de estos elementos puede ser a su vez otro sistema de menor jerarquía y así sucesivamente. Todos los demás elementos que no formen parte de los que se definió como sistema serán denominados como alrededores del sistema. Dentro de la industria química puede utilizarse este concepto de sistema y elementos, utilizándolo para estudiar a los procesos como sistemas o elementos, a cada una de las operaciones unitarias que estén involucradas en un proceso químico en particular. Esta es la forma más apropiada, ya que una vez que se conocen los elementos por separado, pueden comenzar a estudiarse las interrelaciones que existen entre estos elementos o módulos.

El diseñador deberá identificar la naturaleza y estructura del bloque propuesto, de tal forma que los objetivos del proceso sean alcanzados. En la síntesis de nuevos procesos es posible identificar dos etapas : la elección de una ruta química, referida exclusivamente a las transformaciones físicas y/o químicas que unen materias primas con productos; y el

desarrollo del diagrama de flujo del proceso, el cual constituye la secuencia de operaciones unitarias y/o procesos unitarios, recirculación de materiales e integración de energía. En cada fase del diseño, se debe realizar una elección, dentro de un gran número de posibilidades, algunas de las cuales están descritas en términos matemáticos. Nishida, Stephanopoulos y Westerberg, 1980, describen ampliamente una formulación racional para abordar estas dos etapas, en base a modelos mecanizados y correlaciones empíricas y heurísticas.

Por otro lado, se entiende por análisis, a aquel estudio científico, técnico y económico, para investigar las estructuras y elementos que constituyen un sistema o proceso dado, así como establecer las funciones e interrelaciones entre ellos. Los resultados de un análisis se pueden utilizar para determinar el comportamiento de un sistema ante diferentes condiciones de operación, de tal forma que es posible calcular cuáles serían los productos del mismo si sus alimentaciones o condiciones de operación fueran distintas a las de diseño. El propósito de realizar este tipo de estudios, bajo este enfoque, es el de encontrar cuellos de botella en los procesos, puntos factibles de mejoras, así como encontrar los mejores caminos y medidas para su implementación.

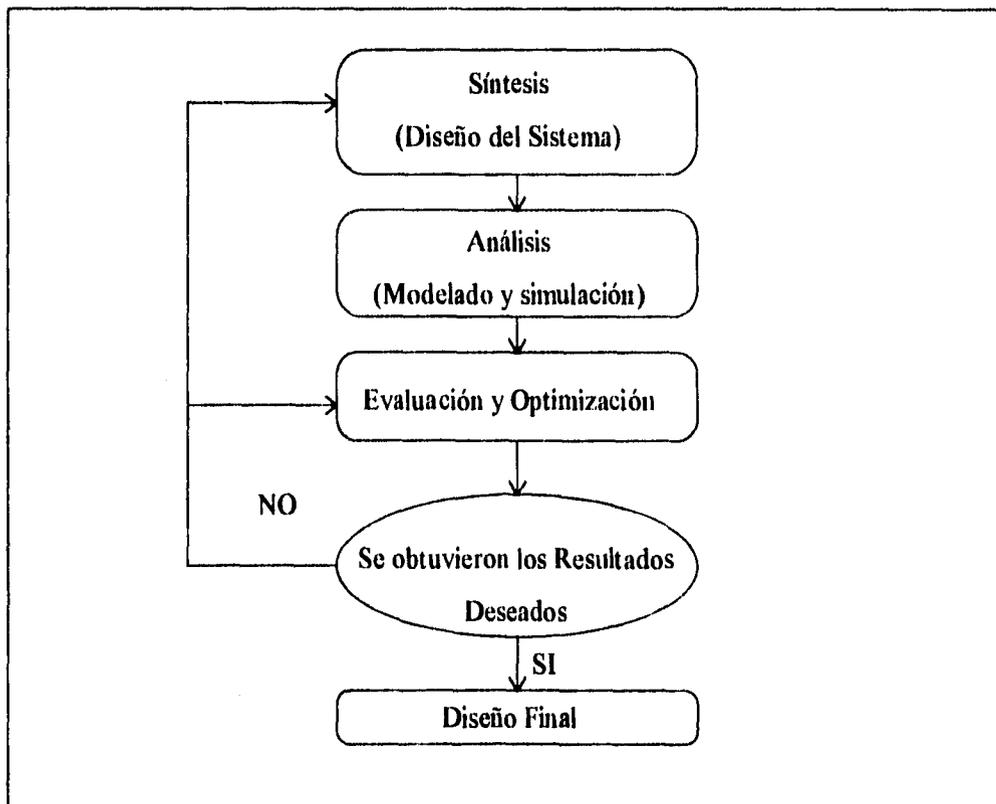
Al igual que en la síntesis de procesos, el análisis de los mismos no es una tarea sencilla y se compone de varios elementos para su realización, entre los cuales podemos destacar los tres aspectos más importantes :

- **Descomposición :** En esta fase se determina cuáles son las unidades mínimas del sistema que permitan un estudio correcto, pero que no sea tan superficial que no represente bien la realidad, pero tampoco tan detallado que llegar a una solución represente un problema adicional.
- **Modelado :** En esta fase se desarrolla una representación matemática de los elementos seleccionados. Aquí pueden desarrollarse modelos tan complicados como lo permita el sistema de cómputo disponible, ya que de estos depende el tiempo requerido para obtener las soluciones de los modelos.

- **Simulación y Optimización** : Las tareas anteriores no son sencillas, por lo cual se usan generalmente simuladores de proceso, los cuales pueden ser también sencillos o muy elaborados. En algunas ocasiones es necesario desarrollar modelos propios para obtener representaciones más cercanas a la realidad.

Como se puede ver, el análisis y la síntesis de procesos son actividades que están íntimamente ligadas en la solución de problemas; esto se debe a que después de una síntesis o diseño de un proceso nuevo, se debe realizar un análisis con la finalidad no sólo de conocer cual será su comportamiento en las condiciones bajo las cuales fué diseñada, sino con el objetivo de evaluar su desempeño ante condiciones diferentes y así planear la futura evolución del sistema que nos lleve siempre al desempeño óptimo del mismo. En la Figura 2 se puede observar la estrecha relación entre los dos enfoques :

**Figura 2.**



## **2.2. OPTIMIZACION DE PROCESOS**

El problema de la optimización de procesos es en sí, la proposición de una estrategia que sea capaz de incorporar en ella las características fisicoquímicas, parámetros de diseño y condiciones de operación del proceso que se desea modelar. Estas características deberán influir en los parámetros de concepción del proceso total, de tal forma que un manejo matemático de estos, resulte en las mejores condiciones a las cuales a las cuales puede operar el proceso.

De cualquier manera, el problema de optimización será una fórmula puramente matemática. Como cualquier función matemática, estará sujeta a condiciones de existencia y aplicabilidad, por lo que el arte de efectuar una optimización por parte del diseñador consiste en seleccionar el tipo y/o estrategia que darán solución al problema planteado. En las diferentes fórmulas matemáticas pueden distinguirse varias características, las cuales definen la validez de aplicación de las mismas; estas características incluyen los criterios para la estructuración del modelo de solución, selección y tipo de variables, (lineales, no-lineales, mixtas), rutas de avance hacia la solución óptima y el manejo de restricciones, (restricciones físicas, químicas, fisicoquímicas, financieras).

Un procedimiento general para definir el problema de optimización puede ser resumido en los siguientes pasos :

- 1) Definir un objetivo apropiado para el problema que se está examinando.
- 2) Examinar el tipo de restricciones que serán impuestas sobre el problema por causas de agentes externos e internos.
- 3) Definir, con las restricciones impuestas, el método de solución más apropiado.
- 4) Examinar la estructura de cada sistema y las relaciones que existen entre los elementos del sistema y las corrientes de información.
- 5) Construir el modelo matemático del sistema.

Una vez que la función objetivo ha sido definida, se deberá resolver el problema por medio de un simulador de procesos, ya que es necesario contar con valores sobre las variables de decisión, función objetivo y funciones de restricción.

Cuando se desea definir la función que deberá dar solución al problema de optimización, usualmente, se encuentra más de una alternativa para lograrlo. Al proponer una estrategia en particular, nunca debe perderse de vista que el objetivo es hacer converger al conjunto de variables de decisión sin una repetición excesiva del proceso de simulación.

En la definición de la función objetivo, es mejor definir una función unimodal, que una función multimodal. Una función unimodal es aquella que cuenta con un máximo o un mínimo en el rango definido, mientras que una función multimodal puede tener varios extremos. Los puntos extremos son llamados puntos estacionarios y estos pueden ser mínimos o máximos. La distinción entre un punto extremo global y un punto extremo local, puede significar problemas en la optimización y más aún si se está trabajando con una función no-lineal, porque algunos procedimientos numéricos usualmente terminan cuando localizan un punto extremo local, y este punto puede ser el que no se está buscando.

La solución de la función objetivo puede estar determinada por la definición de un problema no restringido o un problema con restricciones. En la mayoría de las operaciones prácticas es imposible suponer que un problema puede ser manipulado sin tener algún tipo de restricción en las variables de decisión. Entre las restricciones podemos encontrar restricciones externas, las cuales están relacionadas con factores no propios del proceso a estudiar y restricciones internas, las cuales son determinadas por las características de los equipos de proceso y por las condiciones válidas de operación de la planta para poder cumplir con las especificaciones de los productos y de seguridad de operación.

La elección correcta de restricciones al problema de optimización permite la obtención de una región físicamente real, dentro de la cual los valores de las variables independientes son válidas para las condiciones físicas del problema. Esta región limitada tiene fronteras reales que adecúan de esta forma al modelo matemático dentro del modelo físico que tiene como objeto representar la planta de proceso.

El presente trabajo tiene como fin proponer mejoras a las condiciones de operación de la planta de etileno ubicada en el Complejo Petroquímico de la Cangrejera, seleccionando funciones objetivo que se consideren de importancia para el desempeño de la planta y restricciones de operación del proceso que permitan que el modelo de optimización se adecúe a las condiciones de operación factibles de la planta. De esta manera se espera obtener como resultado una alternativa de operación que se apoye en los conceptos básicos de optimización mencionados anteriormente.

### **2.3. IMPORTANCIA INDUSTRIAL DEL ETILENO**

La importancia del etileno para la industria química se fundamenta en su reactividad debida a su doble ligadura en su estructura molecular. A pesar de que es menos reactivo que el acetileno, es más simple, seguro y menos costoso de producir y transformar en otros productos. Por esta razón, ha sustituido en gran medida al acetileno como bloque básico para toda la rama de la química orgánica industrial.

El crecimiento en la producción de etileno tuvo su mayor impulso en la década de los cincuenta cuando pudo obtenerse, a escala industrial, a partir de hidrocarburos ligeros como etano y propano derivados de gas natural y a partir de la nafta derivada del petróleo crudo. Hasta principios de los setenta se había logrado una reducción sustancial de los costos de producción debido a las mejoras tecnológicas y a la construcción de plantas cada vez más grandes. Sin embargo, en los últimos años el aumento en los precios de la

materia prima y del equipo de proceso para la producción de etileno, ha tenido como consecuencia un aumento en los costos de producción.

A pesar de las muchas incertidumbres económicas que rodean a la industria petroquímica, se espera que la producción y consumo de etileno aumenten más rápidamente que la economía mundial, debido a la sustitución de los productos naturales e inorgánicos con productos orgánicos sintéticos.

Dentro del sector industrial nacional, ha venido destacando en las últimas décadas el sector de la industria química y en especial el sector petroquímico. El desenvolvimiento de dicho sector ha sido posible debido al desarrollo nacional y a la posesión de los recursos de materia prima, que son la base principal de nuestra industria petrolera. No obstante el dinámico crecimiento del orden del 15% anual en volumen, que se ha logrado mantener en este sector se ha observado que éste no es suficiente, dado que nuestro país tiene la necesidad de realizar grandes importaciones de productos petroquímicos básicos, así como de productos petroquímicos secundarios.

El etileno es el producto de mayor importancia estratégica dentro de la industria petroquímica, en virtud del gran número de derivados que de él se obtienen, así como por su tamaño en términos de volumen y valor. En esta virtud la estrategia de la industria se ha orientado a la autosuficiencia de este producto y al comercio internacional de sus derivados que poseen un mayor valor agregado. Sin embargo, México ha tenido la necesidad de importar los derivados directos del etileno, debido a que la capacidad instalada tanto de las plantas de etileno, como de sus derivados, es insuficiente para cubrir la demanda nacional, lo cual impide realizar exportaciones tangibles.

Así mismo es preciso señalar que nuestras importaciones de etileno han sido nulas en los últimos años, pero se espera que se realicen importaciones por aproximadamente 285,000 toneladas por año, debido al retraso previsto en los proyectos de Pemex. Este hecho se ha agudizado debido a la presente crisis económica que atraviesa nuestro país, la cual ha

frenado los proyectos de inversión en prácticamente todas las áreas. Los proyectos de Pemex han de ser los más afectados debido a su dependencia gubernamental y a el alto monto de inversión requerida para cada planta.

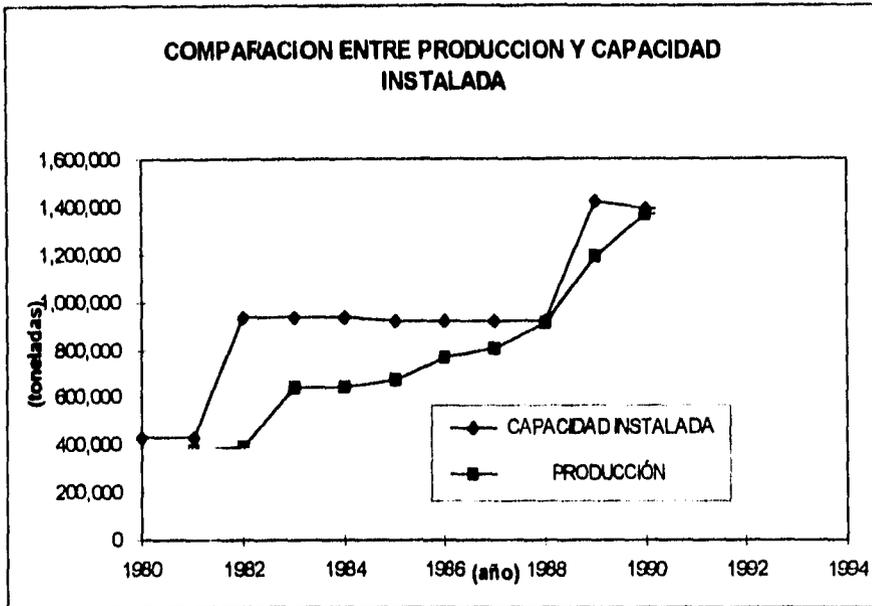
Durante el período de 1975-79 la capacidad mundial de etileno se incrementó a una tasa media de 9.3%, la demanda creció 13.8% en promedio durante el mismo período. Se obtuvo una tasa histórica de crecimiento de la demanda interna de 9.2% anual entre 1983 y 1990. La tasa parece elevada, pero tomando en cuenta la diversidad e importancia de derivados petroquímicos del etileno, puede sostenerse algunos años más.

Las proyecciones nacionales, en millones de toneladas por año son : 1995 = 1.86 ; 2000 = 2.9 ; 2005 = 4.5. La proyección para después del año 2000 parece demasiado elevada, con una tasa del 6% anual se obtiene : para el año 2000 = 2.5, y para el 2005 = 3.3. Este crecimiento pronosticado se debe principalmente a los aumentos en el consumo de polietilenos, que propiciaría mayor participación en las estructuras de consumo de etileno. Así mismo se prevén crecimientos menores que los históricos para poliésteres y anticongelantes, por lo que la participación del óxido de etileno en las estructuras de consumo se espera disminuya. La participación de dicloroetano y etilbenceno se estima permanecerá constante o con un ligero decremento.

Debido a las reservas petroleras de nuestro país, y la incorporación de nuevas zonas a la producción se tiene seguridad para realizar programas de expansión e integración de la industria petroquímica, que son necesarios para apoyar la demanda de productos petroquímicos por parte de las distintas ramas industriales.

La capacidad instalada de etileno en México pasó de 236 mil toneladas en 1974 a 918 mil toneladas en 1984, esto es, creció 3.9 veces durante la década. De 1984 a 1990 la capacidad aumentó un 55% debido a la creciente demanda de los derivados del etileno. Es probable que la demanda futura siga creciendo, y por lo tanto será necesario ampliar la capacidad para satisfacerla.

Figura 3.



La producción actual en México está a cargo exclusivamente de Petroleos Mexicanos, aunque tomando en cuenta la próxima privatización del sector petroquímico en nuestro país, es probable que otras compañías se interesen en la producción de este importante intermediario.

En la actualidad PEMEX cuenta con 5 plantas productoras de etileno dentro de sus complejos petroquímicos. La historia de PEMEX en la producción de etileno se remonta al año de 1966, cuando entró en operación la primera planta en Reynosa, Tamaulipas, con una capacidad nominal de 27,200 toneladas al año. Más adelante, durante la década de los 70's, en la que México comenzó a consolidarse como país petrolero, se construyeron dos plantas más con una capacidad nominal de 182,000 toneladas al año cada una, una de ellas se construyó en el complejo petroquímico de Pajaritos en 1972 y la otra quedó ubicada en Poza Rica (1978).

A finales de la década de los 70's se preveía que, a principios de la década de los 80's, la demanda y el precio del etileno tendrían un alza muy atractivas, lo cual impulsó a la

construcción de dos plantas más, pero ahora con una capacidad muy superior. De este modo, en 1982 entró en operación la planta de La Cangrejera con una capacidad de 500,000 toneladas al año y posteriormente, en 1989 entró en operación la última de las plantas, la del complejo petroquímico de Morelos, con una capacidad igual a la de La Cangrejera. La tabla 1 que se presenta a continuación resume la capacidad de producción de etileno en nuestro país.

**Tabla 1.**

Plantas	Capacidad (ton/año)	Localización	Año arranque
1	27,200	Reynosa, Tam.	1966
1	182,000	Pajaritos, Ver.	1972
1	182,000	Poza Rica, Ver.	1978
1	500,000	La Cangrejera, Ver.	1982
1	500,000	Morelos, Ver.	1989
<b>Total</b>	<b>1,391,200</b>		

De esta forma, el presente trabajo se enfocará en la optimización de las condiciones de operación de la planta de etileno ubicada en La Cangrejera, con el objeto de formular recomendaciones para mejorar la rentabilidad y productividad de la misma.

---

# CAPITULO

## 3

---

### DESCRIPCION DEL PROCESO

La planta de producción de etileno que se estudia en el presente trabajo se encuentra ubicada dentro del complejo petroquímico de La Cangrejera, en el Estado de Veracruz.

La planta fue diseñada por la compañía Lummus en cooperación con el Instituto Mexicano del Petróleo y fue puesta en operación en 1982, siendo así la quinta planta de etileno en nuestro País de las seis plantas que se encuentran hoy en día en operación. Esta planta tiene una capacidad para producir por año 500'000 toneladas de etileno, 292'000 de propileno y 79'160 toneladas de 1,3-butadieno , por lo que constituye la planta de producción de etileno más grande de nuestro país, junto con la planta de etileno instalada dentro del Complejo Morelos que fue puesta en operación en 1989.

La planta del complejo petroquímico de La Cangrejera se puede dividir en 12 secciones, de acuerdo con su propósito e importancia dentro del proceso. A continuación se presenta

una lista con las secciones de la planta, las cuales posteriormente serán descritas de manera detallada :

- 1) Sección de Pirólisis
- 2) Sección de Apagado
- 3) Sección de Compresión
- 4) Sección de Lavado Caústico
- 5) Sección de Desmetanización
- 6) Sección de Metanación
- 7) Sección de Desetanización
- 8) Sección de Despropanización y Desbutanización
- 9) Sección de Fraccionamiento de Etileno
- 10) Sección de Fraccionamiento de Propileno
- 11) Ciclo de Refrigeración de Etileno
- 12) Ciclo de Refrigeración de Propileno

A pesar de que en el presente trabajo no se llevará a cabo la simulación y optimización de la sección de pirólisis ni de la sección de lavado caústico, si se tomarán en cuenta dentro de la descripción del proceso, con el objeto de que el lector tenga una visión global y completa de la operación y funcionamiento de la planta.

### **3.1. SECCION DE PIROLISIS**

La corriente de etano fresco proveniente de límites de baterías se mezcla con la corriente de recirculación de etano proveniente de la sección de fraccionamiento de etileno y una corriente de mercaptanos en forma de ácido sulfhídrico. La corriente resultante se precalienta, de una temperatura de 82°F a una temperatura de 140°F. Posteriormente la corriente precalentada se divide en 9 corrientes de alimentación hacia los 9 hornos de

pirólisis conectados en paralelo. Antes de que las corrientes de alimentación de etano sean introducidos a los hornos de pirólisis a fuego directo , que cuentan con cuatro serpentines de reacción cada uno, éstas son mezcladas con vapor de dilución, con el objeto de tener un mejor control sobre la velocidad de reacción dentro de los hornos de pirólisis.

El etano con vapor se introduce en la zona de convección del horno y posteriormente pasa a la zona de radiación del horno. Las corrientes de producto del reactor, con una temperatura de cerca de 1500°F pasan a través de un tren de intercambiadores en línea para ser enfriadas y detener la reacción y así generar vapor saturado de alta presión.

Una vez que los efluentes de los hornos de pirólisis han pasado por el tren de intercambiadores en línea para ser enfriados, éstos se mezclan y la corriente resultante con una temperatura de 600 °F se transporta hacia la zona de apagado.

Por otra parte, se alimenta agua de calderas a la sección de convección de los dos sobrecalentadores de vapor, con el objeto de precalentar el agua destinada a producir vapor de alta presión; este agua que se encuentra a 306°F se divide en nueve corrientes, para ser introducida en la parte superior de convección de los nueve hornos de pirólisis y llevarla hasta su temperatura de saturación de 509°F a una presión de 740psia. El agua saturada se introduce en una serie de tanques de separación de donde se hace circular hacia los intercambiadores en línea de los efluentes del reactor, con el objeto de producir vapor saturado. La mezcla resultante de líquido y vapor se regresa a los tanques de separación, de los cuales se obtiene el vapor saturado, que es transportado hacia la sección de radiación de los dos sobrecalentadores de vapor, para obtener finalmente un vapor de alta presión a 760 °F y 635 psia.

## **3.2. SECCION DE APAGADO**

La corriente de productos a 600 °F, proveniente de la sección de pirólisis se introduce en la parte inferior de una torre de apagado de contacto directo con agua de enfriamiento que consta de 14 platos. El agua de apagado se introduce en el primer plato a una temperatura de 105°F y por debajo del sexto plato a una temperatura de 130°F. Debido al contacto directo y al enfriamiento súbito de la corriente de gases proveniente de la zona de pirólisis, se tiene una temperatura de 175°F en el fondo de la torre y se logra una temperatura de salida de los gases de 110°F, obteniéndose así una corriente de gases fríos que es transportada hacia la zona de compresión.

El agua de enfriamiento que se acumula en el fondo de la torre, se manda hacia un tanque de acumulación de agua de apagado, donde se mezcla con una corriente de hidrocarburos condensados y agua proveniente de la zona de compresión, agua condensada proveniente de la sección de metanación y el drenaje proveniente de un tanque de separación en la sección de desmetanización.

El tanque de acumulación de agua de apagado tiene tres mamparas a diferentes niveles, que le permiten funcionar adicionalmente como un tanque decantador que alimenta a tres bombas. La mampara más alta permite la separación de las gasolinas pesadas que flotan sobre el agua de apagado y que provienen de la corriente de la sección de compresión y de los hidrocarburos que se condensan en el proceso de apagado. Obteniéndose de esta manera una corriente de gasolinas pesadas que es enviada hacia la sección de despropanización y desbutanización. Por otra parte, la mampara intermedia permite obtener agua con un poco de hidrocarburos que es enviada hacia la zona de tratamiento de aguas fuera de límites de baterías. La mampara inferior permite obtener agua prácticamente pura, que es la que se utilizará para el apagado de la corriente de gases proveniente de la zona de pirólisis. Esta última corriente es la más importante que sale del

tanque de acumulación, haciendo que los flujos de las otras dos corrientes sean prácticamente despreciables.

El agua caliente de apagado proveniente del tanque acumulador se bombea hacia un tren de recuperación de calor. Después de la bomba, el agua se separa en cinco corrientes, de las cuales dos se enfrían hasta una temperatura de 130°F y otras dos hasta una temperatura de 155°F y 140°F respectivamente. Las dos últimas corrientes se mezclan con la quinta corriente que no se enfría, obteniéndose de este modo una corriente que debe ser enfriada hasta una temperatura de 130°F, para ser mezclada con las dos corrientes que se enfriaron hasta alcanzar esta temperatura.

Parte de la corriente resultante de agua de apagado a 130°F se envía hacia el sexto plato de la torre de apagado, mientras que la otra parte se lleva hasta una temperatura de 105°F para ser introducida posteriormente en el primer plato de la torre de apagado, cerrándose de esta manera el ciclo del agua de apagado.

### **3.3. SECCION DE COMPRESION**

La corriente de gas de carga frío a 110°F, proveniente de la sección de apagado se une con una corriente de metano de baja presión a 100°F proveniente de la sección de desmetanización. La corriente resultante de esta unión se introduce a un tanque de separación que se encuentra a 110°F y 23 psia, con el objeto de separar el líquido que se pueda formar al unir ambas corrientes de proceso mencionadas anteriormente. El gas que se obtiene de la parte superior de este tanque separador se envía a la primera etapa de compresión en donde alcanza una presión de 52 psia y una temperatura de 242°F. Esta corriente caliente de gas se introduce en un intercambiador de calor en donde se enfría hasta alcanzar una temperatura de 110°F, para posteriormente ser introducida dentro de un segundo tanque de separación que se encuentra a una presión de 49 psia y una

temperatura de 110°F. Dentro de este tanque se efectúa la separación del líquido formado durante el enfriamiento después de la primera etapa de compresión, y el vapor libre de líquido que se obtiene de la parte superior de este segundo tanque se introduce en la segunda etapa de compresión, en donde el gas alcanza una presión de 115 psia y una temperatura de 245°F. El gas comprimido de la segunda etapa de compresión se introduce a un segundo intercambiador de calor con el objeto de disminuir su temperatura hasta los 110°F; una vez que se ha alcanzado la temperatura deseada, la corriente proveniente del segundo intercambiador de calor se mezcla con una corriente de recirculación que proviene de la sección de fraccionamiento de etileno, para posteriormente introducir esta corriente resultante dentro de un tercer tanque de separación, en donde se separa el líquido formado después de la segunda etapa de enfriamiento. El vapor que se obtiene de la parte superior de este tercer tanque de separación que se encuentra a 110°F y a una presión de 111 psia es enviado hacia la tercera etapa de compresión, en donde alcanza una presión de 260 psia y una temperatura de 244°C. Esta corriente comprimida es introducida de nueva cuenta dentro de un tercer intercambiador de calor con el objeto de enfriarla hasta una temperatura de 110°F. La corriente fría resultante se alimenta a un cuarto tanque de separación que se encuentra a 110°F y 255 psia, junto con otra corriente que proviene de los fondos del sexto tanque de separación de esta misma sección. El vapor que se obtiene de la parte superior del cuarto tanque de separación se calienta al intercambiar calor con una corriente de la sección de apagado, obteniéndose una corriente de gas que se envía hacia la sección de tratamiento cáustico, para eliminar el ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono.

La corriente de gas tratado, proveniente de la sección de lavado cáustico se introduce dentro de un quinto tanque de separación que se encuentra a una temperatura de 110°F y a una presión de 243 psia, con el objeto de eliminar el líquido que pueda haberse arrastrado de la sección de lavado. El vapor que se obtiene de la parte superior del quinto tanque de separación se envía a una cuarta etapa de compresión, en donde alcanza una presión de 574 psia y una temperatura de 249°F. La corriente comprimida resultante se enfría en un tren de enfriamiento que consiste de tres intercambiadores de calor, utilizando en el

7

primero agua de enfriamiento y en los dos subsecuentes refrigerante de propileno, con el objeto de alcanzar finalmente una temperatura de 60°F en la corriente de proceso. Esta corriente se introduce dentro de un sexto y último tanque de separación, que se encuentra a 60°F y a una presión de 558 psia, obteniéndose por la parte superior del tanque una corriente de vapor que es enviada hacia la sección de desmetanización. El líquido proveniente del último tanque de separación se calienta al intercambiar calor con una corriente de proceso de la sección de apagado y se recircula hacia el cuarto tanque de separación.

El líquido que se obtiene de los primeros cinco tanques de separación se une y se recircula como una corriente de gasolinas pesadas y agua hacia la sección de apagado.

### **3.4. SECCION DE LAVADO CAUSTICO**

La corriente de gas proveniente del cuarto tanque de separación de la sección de compresión y que tiene una temperatura de 115°F se introduce en la parte inferior de la torre de lavado cáustico que consta de 33 platos y se encuentra a una presión de 252 psia. Esta torre tiene la finalidad de eliminar la totalidad del ácido sulfhídrico y dióxido de carbono que está contenido en la corriente de gas de proceso por medio de una absorción química, con una solución de sosa cáustica al 50% en peso. Una vez que el gas ha recorrido toda la columna, éste sale por los domos de la torre a la misma temperatura de entrada y es enviado de nuevo a la sección de compresión para ser comprimido por cuarta ocasión.

La solución fresca de sosa cáustica al 50% se alimenta hacia un tanque de almacenamiento temporal, del cual se extrae solución por medio de una bomba que se une con una corriente de solución proveniente del plato 18 de la torre, para posteriormente introducir la corriente resultante de esta mezcla por encima del plato 4 de la misma torre.

Por otra parte se introduce agua de lavado al primer plato de la torre, la cual a su vez es extraída de la torre después del tercer plato, para ser unida posteriormente a una corriente de solución de sosa cáustica que se obtiene de parte de los fondos de la torre.

La parte correspondiente a los fondos de la torre se recircula por medio de una bomba hacia el plato 19 de la torre de lavado cáustico.

Por último, el líquido que se obtiene de la unión del agua de lavado proveniente del tercer plato de la torre y de la solución de sosa de los fondos, se envía hacia un tanque de estabilización para posteriormente ser llevado a límite de baterías como una solución de sosa cáustica utilizada.

### **3.5. SECCION DE DESMETANIZACION**

La corriente de gas de carga proveniente de la sección de compresión se introduce a un secador empacado con mallas moleculares, con el objeto de eliminar la totalidad de agua que se pudiera encontrar dentro de esta corriente. Este paso de secado es clave para el buen funcionamiento de la planta, ya que posteriormente se alcanzan temperaturas muy inferiores al punto de congelación del agua, por lo que la presencia de humedad puede ocasionar problemas de congelamiento en los equipos posteriores.

La corriente seca resultante se lleva a un tren de intercambio de calor que consiste en cuatro intercambiadores de calor, por medio de los cuales alcanza una temperatura final de  $-30^{\circ}\text{F}$  y se logra una condensación parcial de los gases. El primer intercambiador es múltiple, y la corriente de gases se enfría con dos corrientes de proceso ricas en hidrógeno y metano de la misma sección. Por otra parte el medio de enfriamiento del segundo y cuarto intercambiadores es refrigerante de propileno, mientras que en el tercer

intercambiador se lleva a cabo la transferencia de calor con la corriente de recirculación de etano de la sección de fraccionamiento de etileno.

Una vez que se ha alcanzado la temperatura deseada, la corriente se introduce dentro de un tanque de separación que se encuentra a  $-30^{\circ}\text{F}$  y a una presión de 520.5 psia, dentro del cual se separan los hidrocarburos condensados y los vapores de hidrocarburos e hidrógeno no condensados.

El vapor que proviene de este primer tanque de separación se lleva a un segundo tren de enfriamiento, en donde se lleva a cabo la transferencia de calor dentro de tres intercambiadores, alcanzándose finalmente una condensación adicional y una temperatura de  $-94^{\circ}\text{F}$ . El primer intercambiador de este tren es también un intercambiador múltiple, donde se enfría la corriente con ayuda de dos corrientes ricas en hidrógeno y metano, respectivamente. A su vez la corriente de proceso se enfría con refrigerante de etileno en los dos siguientes intercambiadores.

La mezcla de líquido y vapor resultante del enfriamiento adicional, se introduce dentro de un segundo tanque separador que se encuentra a una temperatura de  $-94^{\circ}\text{F}$  y 507.5psia, obteniéndose así una corriente de hidrocarburos condensados y una corriente de vapor de componentes ligeros no condensados.

La corriente de vapor que emana del segundo tanque de separación se lleva a un tercer tren de enfriamiento y condensación, que consta de dos intercambiadores, con el objeto de alcanzar una temperatura final de  $-145^{\circ}\text{F}$ . El primer intercambiador es nuevamente un intercambiador múltiple, en donde se enfría por medio de una corriente rica en hidrógeno y una corriente rica en metano. Por otra parte, en el segundo intercambiador se utiliza refrigerante de etileno para alcanzar la temperatura deseada.

La mezcla de líquido y vapor que se obtiene después de este tercer paso de enfriamiento y condensación se introduce a un tercer tanque de separación que se encuentra a una

temperatura de  $-145^{\circ}\text{F}$  y una presión de 499psia, por lo que se obtiene un corriente líquida de hidrocarburos ligeros y medianos y una corriente de vapor de hidrocarburos ligeros e hidrógeno.

La corriente de vapor del tercer tanque de separación se conduce a un intercambiador múltiple, dentro del cual se alcanza una temperatura final de  $-230^{\circ}\text{F}$  y una condensación adicional, al enfriarse con una corriente rica en hidrógeno y una corriente rica en metano. La mezcla que se obtiene de líquido y vapor se lleva al cuarto tanque de separación que se encuentra a una temperatura de  $-230^{\circ}\text{F}$  y a una presión de 495 psia . La corriente líquida que se obtiene de este tanque está compuesta principalmente por metano y etileno, mientras que la corriente de vapor está compuesta en su mayoría por hidrógeno.

Una parte del vapor proveniente de este último tanque de separación se calienta progresivamente dentro de los cuatro intercambiadores múltiples mencionados anteriormente, y finalmente alcanza su temperatura deseada de  $100^{\circ}\text{F}$  al calentarse con refrigerante de propileno dentro de un quinto intercambiador. Esta corriente resultante se lleva a la sección de metanación como una corriente de hidrógeno.

La otra parte del vapor del cuarto tanque de separación se une con la corriente de líquido del mismo tanque de separación y se calienta primero dentro del cuarto intercambiador múltiple, para posteriormente intercambiar calor con una corriente de refrigerante de propileno, con el objeto de alcanzar una temperatura final de  $100^{\circ}\text{F}$  y ser transportada como metano de baja presión al primer tanque de separación de la sección de compresión. Las tres corrientes de líquido provenientes de los primeros tres tanques de separación se introducen dentro de la torre desmetanizadora que consta de 62 platos. La corriente de líquido más caliente se introduce por encima del plato No. 27, mientras que la corriente de temperatura intermedia se introduce a la altura del plato No. 12. Por último la corriente más fría se introduce a la altura del plato No.6.

La torre cuenta con un rehervidor de tipo termosifón que se encuentra a una temperatura de 31.5 °F y a una presión de 460 psia y un condensador parcial que se encuentra a una temperatura de -145.1°F y a una presión de 451.8 psia. La mezcla líquido-vapor proveniente del condensador parcial se alimenta a un tanque de separación, en donde el líquido que se obtiene se bombea como reflujo hacia el primer plato de la torre desmetanizadora, por otra parte el vapor se calienta gradualmente dentro de los tres primeros intercambiadores múltiples hasta alcanzar una temperatura de 40°F. Este vapor a 40°F se calienta al intercambiar calor con una corriente de refrigerante de propileno hasta alcanzar una temperatura final de 100°F, para posteriormente ser enviado como combustible rico en metano a límite de baterías.

Por último los fondos de la torre desmetanizadora constituyen la corriente principal de proceso, la cual está formada por compuestos C<sub>2</sub> y más pesados, que es llevada hacia la sección de desetanización para su separación.

### **3.6. SECCION DE METANACION**

La corriente rica en hidrógeno que viene de la sección de desmetanización se introduce en un precalentador de carga del reactor de metanación, dentro del cual se calienta hasta alcanzar una temperatura de 450°F, cuando intercambia calor con el efluente del reactor.

La corriente precalentada se introduce al reactor de metanación, después de haber alcanzado una temperatura de 570°F al ser calentada por medio de vapor de alta presión dentro de un segundo calentador de carga.

El reactor de metanación tiene la función de eliminar el monóxido de carbono y el etileno presentes por medio de reacciones con hidrógeno, para obtener metano y agua como

productos de reacción. Las reacciones son exotérmicas, por lo que el efluente del reactor alcanza una temperatura de 637°F.

El efluente del reactor se enfría inicialmente al intercambiar calor con la corriente de carga del reactor, y posteriormente se introduce dentro de dos intercambiadores adicionales con el objeto de alcanzar una temperatura final de 60°F. Para el primer intercambiador se utiliza agua de enfriamiento, mientras que para el segundo se utiliza refrigerante de propileno.

La corriente fría se introduce a un tanque de separación que se encuentra a 60°F y 424.8 psig, en el cual se separa el agua que se haya formado dentro del reactor, por condensación debida al enfriamiento, y el vapor rico en hidrógeno que todavía contiene trazas de humedad, por lo que es necesario enviarlo a un secador empacado con mallas moleculares con el objeto de eliminar cualquier traza de agua y evitar problemas de congelación en las etapas posteriores del proceso, cuando se vuelven a alcanzar temperaturas por debajo del punto de congelación del agua.

El agua condensada que se obtiene del tanque de separación se lleva al tanque de acumulación de agua de apagado en la sección de apagado, mientras que el gas seco rico en hidrógeno se lleva a la sección desetanizadora.

Por último, cabe mencionar que existen dos secadores de hidrógeno, que operan intermitentemente, debido a que deben regenerarse para eliminar el agua de las mallas moleculares, con el objeto de que éstas no lleguen a su saturación. De esta manera un secador está siempre en operación, mientras que otro se encuentra en un período de regeneración.

### **3.7. SECCION DE DESETANIZACION**

La corriente de proceso, proveniente de los fondos de la torre desmetanizadora se introduce a un intercambiador de calor, dentro del cual se vaporiza parcialmente, utilizando como medio de calentamiento una corriente de propileno perteneciente al ciclo de refrigeración de este mismo compuesto. Una vez que se ha vaporizado parcialmente es introducida a la torre desetanizadora a la altura del plato No. 23.

Por otra parte se alimenta a la altura del plato 44 de la torre desetanizadora, una corriente de compuestos  $C_3$  y más pesados, que se generan en el Complejo Petroquímico de Pajaritos, por medio de una bomba de suministro.

La torre desetanizadora tiene el propósito de separar los compuestos  $C_2$  de los compuestos  $C_3$  y más pesados, que se introducen a la torre por medio de la corriente proveniente de la sección desmetanizadora y de la corriente de compuestos  $C_3$  y más pesados proveniente del complejo petroquímico de Pajaritos. Esta torre cuenta con 54 platos y opera a una presión intermedia de 347 psig. El rehervidor de la torre es un termosifón vertical de circulación natural, que se encuentra a una temperatura de 94 °F.

Los domos de la torre, están a una temperatura de 13°F y son condensados parcialmente al ser introducidos a un intercambiador de calor que utiliza refrigerante de propileno, como medio de enfriamiento. La mezcla resultante es conducida hacia un tanque de separación que se encuentra a una temperatura de 10°F y a una presión de 334 psig, lográndose de esta manera la separación del destilado de la torre en forma de vapor y del líquido que es bombeado como reflujo hacia el primer plato de la torre desetanizadora.

El vapor que se obtiene del tanque separador está compuesto principalmente por etileno y etano, con una pequeña cantidad de acetileno; este vapor es precalentado dentro de un

intercambiador de calor, al intercambiar energía con la corriente de proceso proveniente del reactor de conversión de acetileno.

Después de ser precalentado, la corriente resultante se mezcla con una corriente de hidrógeno proveniente de la sección de metanación, con la finalidad de alcanzar una proporción de hidrógeno / acetileno que permita la total hidrogenación del segundo compuesto.

Esta mezcla es conducida hacia un segundo intercambiador de calor, que proporcionará la energía suficiente, por medio de vapor, para llevar a la corriente de proceso hasta su temperatura de alimentación al reactor de 250°F.

El reactor de conversión de acetileno es un reactor que está equipado con un catalizador de platino, para así eliminar por completo el acetileno presente en la corriente de proceso, por medio de una hidrogenación total y selectiva del mismo, obteniéndose como producto de reacción el etano. Este reactor es de suma importancia, ya que resulta extremadamente difícil separar el etileno del acetileno por medio de destilación, por lo que su ausencia u operación inadecuadas provocaría que no se alcanzara la pureza necesaria del etileno en la zona de fraccionamiento, con el objeto de obtenerlo en grado polimérico.

Cabe mencionar que se cuenta con dos reactores de conversión de acetileno conectados en paralelo, por lo que de manera alternada, un reactor está siempre en operación, mientras que el otro atraviesa un periodo de regeneración por medio de un gas caliente, con lo que se garantiza el funcionamiento óptimo del catalizador. De esta manera se asegura una operación continua de la planta sin necesidad de detener la producción para llevar a cabo la regeneración del catalizador.

El efluente del reactor, que se encuentra a una temperatura de 226°F, es conducido a un intercambiador de calor, donde es enfriado parcialmente con agua para después ser

intercambiador de calor, al intercambiar energía con la corriente de proceso proveniente del reactor de conversión de acetileno.

Después de ser precalentado, la corriente resultante se mezcla con una corriente de hidrógeno proveniente de la sección de metanación, con la finalidad de alcanzar una proporción de hidrógeno / acetileno que permita la total hidrogenación del segundo compuesto.

Esta mezcla es conducida hacia un segundo intercambiador de calor, que proporcionará la energía suficiente, por medio de vapor, para llevar a la corriente de proceso hasta su temperatura de alimentación al reactor de 250°F.

El reactor de conversión de acetileno es un reactor que está empacado con un catalizador de platino, para así eliminar por completo el acetileno presente en la corriente de proceso, por medio de una hidrogenación total y selectiva del mismo, obteniéndose como producto de reacción el etano. Este reactor es de suma importancia, ya que resulta extremadamente difícil separar el etileno del acetileno por medio de destilación, por lo que su ausencia u operación inadecuadas provocaría que no se alcanzara la pureza necesaria del etileno en la zona de fraccionamiento, con el objeto de obtenerlo en grado polimérico.

Cabe mencionar que se cuenta con dos reactores de conversión de acetileno conectados en paralelo, por lo que de manera alternada, un reactor está siempre en operación, mientras que el otro atraviesa un período de regeneración por medio de un gas caliente, con lo que se garantiza el funcionamiento óptimo del catalizador. De esta manera se asegura una operación continua de la planta sin necesidad de detener la producción para llevar a cabo la regeneración del catalizador.

El efluente del reactor, que se encuentra a una temperatura de 286°F, es conducido a un intercambiador de calor, donde es enfriado parcialmente con agua, para después ser

ESTADO DE LAS OPERACIONES DEL EJERCICIO 1958

Posteriormente, este eficiente gasoso del sistema es suministrado a una columna de absorción de compuestos C<sub>2</sub>, que esta compuesta de 10 platos con el objeto de aumentar el flujo corriente de gas que se obtiene por el flujo de esta columna. Este gas es compuesto C<sub>3</sub>. De esta manera se purifica una segunda vez al gas de la columna de fraccionamiento de etileno, luego donde se encuentra el agua de la columna absorbadora.

El líquido absorbente con el que opera esta columna es el agua de la columna de fraccionamiento de etileno y esta columna que opera a una temperatura de 100°C. La corriente líquida que se obtiene de esta columna es el agua de la columna de absorción de compuestos C<sub>2</sub> y esta corriente líquida es enviada a la columna de absorción de compuestos C<sub>3</sub> y esta columna que opera a una temperatura de 100°C. Este gas es compuesto C<sub>3</sub> y esta corriente gaseosa es enviada a la columna de absorción de compuestos C<sub>2</sub> y esta columna que opera a una temperatura de 100°C.

Este gas es compuesto C<sub>3</sub> y esta corriente gaseosa es enviada a la columna de absorción de compuestos C<sub>2</sub> y esta columna que opera a una temperatura de 100°C.

~~ESTADO DE LAS OPERACIONES DEL EJERCICIO 1958~~

ESTADO DE LAS OPERACIONES DEL EJERCICIO 1958

enfriado, hasta su temperatura final de 35°F al intercambiar calor con el vapor proveniente del tanque de separación del domo de la torre desetanizadora.

Posteriormente, este efluente gaseoso del reactor es introducido a una torre absorbadora de compuestos  $C_2$ , que está compuesta de 10 platos, con el objeto de garantizar que la corriente de gas que se obtiene por el domo de esta torre esté prácticamente libre de compuestos  $C_3$ . De esta manera se garantiza una separación adecuada de la corriente en la sección de fraccionamiento de etileno, hacia donde es conducida al salir de la torre absorbadora.

El líquido absorbador con el que opera esta torre proviene de la sección de fraccionamiento de etileno y está compuesta principalmente por etano y etileno con rastros de metano. La corriente líquida que se obtiene de la torre absorbadora es bombeada hacia el plato No. 8 de la torre desetanizadora, por lo que se le puede considerar como una segunda corriente de reflujo que permite el funcionamiento adecuado de la separación en la torre desetanizadora y asegura una mezcla casi pura de etileno/etano como producto de esta sección de la planta.

Por otro lado, los fondos de la torre desetanizadora, los cuales están compuestos por  $C_3$  y más pesados, son conducidos hacia la sección despropanizadora y desbutanizadora para su separación adicional.

### **3.8 SECCION DE DESPROPANIZACION Y DESBUTANIZACION**

La alimentación principal a esta sección de la planta de etileno consiste en los fondos de la torre desetanizadora, los cuales son alimentados a la altura del plato No. 19 de la torre despropanizadora.

Esta torre cuenta con un total de 40 platos y tiene la función de separar los compuestos  $C_3$  de los compuestos más pesados, obteniéndose de este modo una mezcla de propano/propileno por los domos de la torre y una mezcla de compuestos  $C_4$  y más pesados por los fondos de la misma. El domo de la torre se encuentra a una temperatura de 60°F, mientras que los fondos se encuentran a una temperatura de 182 °F. La torre opera a una presión aproximada de 112 psig.

A su vez, la torre despropanizadora cuenta con un termosifón vertical de circulación natural que proporciona la energía necesaria para llevar a cabo la separación dentro de la torre. Este termosifón utiliza como medio de vaporización vapor de baja presión.

Los domos de la torre son conducidos hasta un condensador total que opera con refrigerante de propileno por el lado de la coraza, para cumplir con los requerimientos de condensación.

El condensado generado en este intercambiador es introducido al tanque de reflujo de la torre despropanizadora, mismo que cuenta con dos salidas. La primera salida consiste en el reflujo de la torre, que es alimentado a la altura del primer plato de la despropanizadora por medio de una bomba de reflujo. La segunda salida constituye el producto de domos de la torre, que es bombeado hacia la sección de fraccionamiento de propileno para su purificación y separación finales.

Los fondos de la torre son conducidos hacia la torre desbutanizadora, donde son alimentados a la altura del plato No. 12.

Esta torre tiene el objeto de separar los compuestos  $C_4$  de los más pesados, obteniéndose de esta manera una corriente de producto de domos que consiste principalmente en 1,3-butadieno, buteno y butano; y una corriente de fondos que se define como gasolina de pirólisis, la cual está compuesta en su mayoría por compuestos  $C_5$  y  $C_6$ . Los domos de la torre se encuentran a una temperatura de 127°F, mientras que el fondo de la misma se

encuentra a una temperatura de 246°F y a una presión de 78 psig. Esta torre, al igual que la torre despropanizadora, cuenta con un termosifón vertical de circulación natural para proporcionar los requerimientos energéticos de la torre, funcionando igualmente con vapor de baja presión como medio de calentamiento.

Los domos de la torre son llevados a un condensador total que opera con agua de enfriamiento, del cual se obtiene un producto condensado que es trasladado al tanque de reflujo de la torre desbutanizadora. El condensado proveniente del tanque se separa en dos corrientes. La primera corriente es bombeada nuevamente al primer plato de la torre como reflujo, mientras que la segunda corriente es bombeada y posteriormente enfriada dentro de un intercambiador de calor con ayuda de agua de enfriamiento, para ser llevada a límites de baterías en calidad de producto de compuestos C<sub>4</sub>.

Por otra parte, los fondos de la torre son bombeados hacia límites de baterías en calidad de producto de gasolina de pirólisis, después de haber sido enfriados con ayuda de un intercambiador de calor que opera con agua de enfriamiento. Cabe mencionar que existe una línea de gasolina pesada proveniente de la sección de apagado, que se une a esta línea de fondos, con el fin de poder mezclar las gasolinas en caso de que sea necesario y de esta manera cumplir con las especificaciones de producto de una gasolina ligera de pirólisis.

### **3.9. SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE ETILENO**

La sección de fraccionamiento de etileno representa la etapa final de purificación del etileno, que es el principal producto de esta planta. El funcionamiento adecuado de esta sección es esencial para obtener un producto de etileno de grado polimérico que pueda utilizarse para obtener posteriormente polietileno de buena calidad.

La corriente de gas que fluye de la torre absorbidora de compuestos C<sub>2</sub> de la sección desetanizadora, es alimentada a un secador empacado, para eliminar cualquier traza de

humedad que pueda contener la corriente de alimentación y de esta manera evitar congelamientos dentro de la torre fraccionadora.

La corriente seca es alimentada a la altura del plato No. 104 de la torre fraccionadora de etileno, torre que tiene la función de separar la mezcla etano/etileno en etileno y etano prácticamente puros. Esta torre cuenta con un total de 137 platos y opera a una presión de aproximadamente 285 psig, alcanzándose una temperatura de  $-21^{\circ}\text{F}$  en los domos y de  $21^{\circ}\text{F}$  en los fondos. Esta torre cuenta con un termosifón vertical de circulación natural, el cual opera por medio de propileno, del ciclo de refrigeración de propileno, como medio de calentamiento.

Los domos de la torre fraccionadora son conducidos hacia un condensador parcial que funciona con refrigerante de propileno, con el objeto de obtener una mezcla líquido-vapor, para ser enviada al tanque de reflujo de la torre, lográndose así una etapa de equilibrio adicional. Por otra parte, el vapor proveniente del tanque de reflujo de la torre, es introducido nuevamente a un condensador parcial que opera con refrigerante de propileno, obteniéndose nuevamente una mezcla líquido-vapor, el líquido es introducido al tanque de reflujo. Este segundo condensador parcial equivale a otra etapa de equilibrio adicional.

El vapor restante es llevado hacia un intercambiador de calor que utiliza propileno como medio de calentamiento, para ser recirculado al tercer tanque de separación de la sección de compresión. Esta corriente de vapor es rica en etileno, pero no cumple con las especificaciones necesarias del producto, por lo que es recirculada con el objeto de no desperdiciar producto.

Todo el líquido del tanque de reflujo es transportado nuevamente hacia la fraccionadora gracias a una bomba de reflujo. Los fondos de la torre, que están compuestos principalmente de etano, son llevados hacia un tanque de separación después de haber sido sujetos a un descenso de presión con ayuda de una válvula, obteniéndose de esta manera una mezcla líquido-vapor. El líquido es llevado hacia un intercambiador de calor, dentro del

cual enfría una corriente de proceso de la sección desmetanizadora, mientras que ésta se vaporiza totalmente. Una vez vaporizada, se une con el vapor resultante del tanque de separación, obteniéndose una corriente de vapor. Esta corriente es calentada dentro de un intercambiador de calor que opera con refrigerante de propileno y es recirculada al reactor de pirólisis, con el objeto de ahorrar materia prima y aumentar el rendimiento global de la planta.

Por último, la corriente de producto de etileno es obtenida a la altura del plato No. 11 en forma de líquido, el cual es llevado hacia un tanque de acumulación, cuya salida de vapor está conectada con la torre a la altura del plato No. 10, con el propósito de mantener una presión constante en ambos recipientes. El líquido del tanque acumulador es bombeado a través de dos intercambiadores de calor que operan con refrigerante de propileno, con el objeto de vaporizar el producto hasta situarlo en su temperatura final de almacenamiento, que es de 100°F.

### **3.10. SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PROPILENO**

La sección de fraccionamiento de propileno constituye el último paso de purificación del propileno, considerando el segundo producto en importancia que se obtiene de esta planta. Al igual que la sección de fraccionamiento de etileno, es de extrema importancia que opere de manera adecuada, con el objeto de alcanzar las especificaciones finales del producto. Esta sección está compuesta principalmente por dos torres de destilación de gran tamaño; la primera cuenta con 91 platos, mientras que la segunda tiene con 93 platos. Estas torres separan la mezcla propano/propileno proveniente de los domos de la torre despropanizadora, obteniéndose el propileno como producto ligero y el propano como producto pesado. A pesar de que se cuenta con dos torres, éstas representan en realidad una sola unidad de separación, ya que los domos de la primera torre son alimentados en forma de vapor al fondo de la segunda torre, mientras que los fondos de la segunda torre

son bombeados directamente al primer plato de la primera torre. Adicionalmente, la primera torre cuenta únicamente con rehervidor, mientras que la segunda torre cuenta únicamente con condensador. De esta manera se cuenta con una torre teórica de 184 platos, la cual tuvo que ser dividida en dos secciones por razones de construcción.

El termosifón de la primera torre es vertical y de circulación natural, utilizando como medio de calentamiento agua proveniente de la sección de apagado.

Los domos de la torre despropanizadora son alimentados a la altura del plato No. 28 de la primera torre fraccionadora.

Por otra parte, los domos de la segunda torre son conducidos hacia un condensador total que cuenta con agua de enfriamiento como medio de condensación, obteniéndose así un condensado que es llevado hacia el tanque de reflujo de la segunda torre fraccionadora.

El líquido que se obtiene de este tanque es dividido en dos corrientes, la primera es bombeada en forma de reflujo hacia la parte superior de la torre, mientras que la otra corriente es bombeada a través de un intercambiador de calor hacia límites de baterías, obteniéndose de este modo un producto de propileno grado polimérico en fase líquida a 100°F.

Por otra parte, los fondos de la primera torre fraccionadora son bombeados hacia límite de baterías, a través de un intercambiador de calor que opera con agua de enfriamiento para obtener finalmente un producto líquido, rico en propano que se encuentre a 100°F.

### **3.11. CICLO DE REFRIGERACION DE ETILENO**

Todas las secciones anteriores representan pasos en el procesamiento de la materia prima hacia la obtención de los productos que cumplan con las especificaciones del mercado.

Tanto el ciclo de refrigeración de etileno, como el ciclo de refrigeración de propileno no son parte del proceso como tal. Sin embargo, son indispensables para permitir que las corrientes de proceso alcancen las bajas temperaturas necesarias para separar los compuestos volátiles que se presentan en la mezcla de reacción.

Se puede ver que una vez que el gas se ha comprimido, se lleva a temperaturas muy bajas para separar el hidrógeno y el metano, los cuales son los compuestos más volátiles; y conforme se va avanzando a lo largo del proceso de la planta, se van separando los compuestos más pesados.

De esta manera, el ciclo de refrigeración de etileno se utiliza principalmente en la zona de desmetanización, en la cual es necesario alcanzar temperaturas criogénicas, siendo este refrigerante el más apropiado para dar este servicio. Conforme va aumentando la temperatura de las corrientes de proceso, se comienza a utilizar refrigerante de propileno, pues para esas temperaturas ya no es necesario utilizar etileno como medio de enfriamiento.

El efluente del compresor del ciclo de refrigeración de etileno se introduce a un tren de intercambio de calor para condensarlo totalmente, lográndose un cambio de temperatura de 174°F a la descarga del compresor, hasta 8°F a la descarga del último intercambiador. Este tren está compuesto por cuatro intercambiadores de calor conectados en serie, de los cuales el primero utiliza agua de enfriamiento y los otros tres, refrigerante de propileno como medio de enfriamiento y de condensación.

El condensado obtenido es transportado por diferencia de presiones hacia un tanque acumulador que se encuentra a 8°F y 425 psig, del cual se obtiene una corriente de líquido que se introduce a un primer intercambiador de calor, dentro del cual es enfriado hasta una temperatura de -25°F por medio de refrigerante de propileno.

Una parte de este líquido subenfriado es introducido al segundo enfriador después del primer tanque separador de la sección desmetanizadora, para posteriormente ser introducida a un primer tanque de separación.

La otra parte del líquido subenfriado es sometida a una expansión isoentálpica dentro de una válvula, disminuyendo de esta manera su temperatura, introduciéndolo posteriormente al condensador parcial del tanque de reflujo de la torre fraccionadora de etileno.

La mezcla líquido-vapor resultante es llevada a un tanque de separación a -67°F del cual se obtiene una corriente de vapor que es enviada a la tercera etapa de compresión, y una corriente de líquido que se divide en dos corrientes. La primera corriente se desvía a una válvula para alcanzar la presión de un segundo tanque de separación y vaporizarla parcialmente, mientras que la segunda corriente se dirige al enfriador anterior al segundo tanque de separación de la sección desmetanizadora. La mezcla líquido-vapor resultante es introducida a un segundo tanque de separación que se encuentra a -103°F.

El vapor resultante de esta separación es llevado a la segunda etapa de compresión, mientras que el líquido es dividido en dos corrientes para introducirlo al condensador de la torre desmetanizadora y al enfriador anterior al cuarto tanque de separación de la sección desmetanizadora, respectivamente. Adentro de estos dos intercambiadores se logra una vaporización total del refrigerante, el cual es enviado a un tercer tanque de separación que se encuentra a -150°F.

En caso de que se condense vapor dentro del tercer tanque, existe una línea de refrigerante que lleva a un tanque acumulador y posteriormente a la alimentación del primer tanque de separación.

El vapor resultante se lleva a la primera etapa de compresión y de esta manera se cierra el ciclo de refrigeración.

### **3.12. CICLO DE REFRIGERACION DE PROPILENO**

La descarga del compresor de refrigerante de propileno se divide en dos corrientes. La primera corriente se introduce al calentador de recirculación de etano de la sección de fraccionamiento de etileno y posteriormente a un tanque acumulador, para llevarla finalmente a la alimentación del primer tanque de separación del ciclo de propileno.

La segunda corriente se envía a un intercambiador de calor, dentro del cual es condensado por medio de agua de enfriamiento. El líquido resultante es introducido a un tanque acumulador de condensado, cuya descarga de líquido se vuelve a dividir nuevamente en dos corrientes.

La primera corriente se introduce al primer enfriador con propileno de la descarga del compresor de etileno y al segundo enfriador de carga al sexto tanque de separación de la sección de compresión, ambos se encuentran conectados en paralelo y logran una vaporización total del refrigerante. Este vapor es introducido al primer tanque de separación del ciclo de refrigeración.

La segunda corriente es dirigida hacia un tren de intercambiadores de calor, que consiste en cinco intercambiadores conectados en paralelo, los cuales tienen el objeto de calentar el gas rico en hidrógeno de la sección desmetanizadora, el gas rico en metano de la sección

desmetanizadora, el producto de etileno, la recirculación de etano y el metano de recirculación de baja presión a la zona de compresión, respectivamente.

Las corrientes de líquido refrigerante subenfriado que se obtienen de los cinco intercambiadores son unidas para formar tres corrientes. La primera de éstas es llevada a la alimentación del segundo tanque de separación del ciclo de refrigeración. La segunda corriente se transporta hacia uno de los intercambiadores de calor entre el tercero y cuarto tanque de separación del ciclo, mientras que la tercera corriente se lleva a la alimentación del tercer tanque de separación del ciclo, con opción a ser desviada hacia la alimentación del segundo tanque de separación.

La corriente de vapor que se obtiene del primer tanque de separación se divide en dos corrientes. La primera corriente es alimentada en la cuarta etapa de compresión del compresor de propileno, mientras que la segunda corriente sirve como medio de calentamiento para el rehervidor de la torre desmetanizadora, obteniéndose así una corriente de refrigerante líquido que es llevada a la línea alimentación del segundo tanque de separación.

La corriente de líquido que se obtiene del primer tanque de separación también se divide en dos corrientes, siendo la primera, la corriente principal de alimentación al segundo tanque de separación. La segunda corriente se introduce a un tren de seis intercambiadores de calor conectados en paralelo, dentro de los cuales se vaporizará totalmente para proporcionar servicios de enfriamiento y condensación al metano de regeneración de la sección de desmetanización, al efluente del secador de la sección desmetanizadora, al condensador parcial de la zona de metanación, al condensador de la torre despropanizadora, al tercer enfriador anterior al sexto tanque de separación de la zona de compresión y al penúltimo condensador de la descarga del compresor de etileno, respectivamente.

El vapor que se obtiene de estos seis intercambiadores se une en una sola corriente, junto con el vapor resultante del segundo tanque de separación. Esta corriente de vapor se divide posteriormente en dos corrientes de refrigerante.

La primera de estas corrientes de vapor se introduce al rehervidor de la torre fraccionadora de etileno, condensándose de esta manera. El líquido resultante se une a la línea de alimentación de líquido del tercer tanque de separación del ciclo.

Por otra parte, la segunda corriente de vapor se introduce a un tren de tres intercambiadores de calor conectados en serie, dentro de los cuales se condensará totalmente para proporcionar servicios de calentamiento y vaporización a la recirculación de etileno de la sección de fraccionamiento de etileno, al producto de etileno y a la alimentación principal de la torre desetanizadora. El líquido que se obtiene se une a las otras corrientes de líquido que conforman la alimentación al tercer tanque de separación del ciclo.

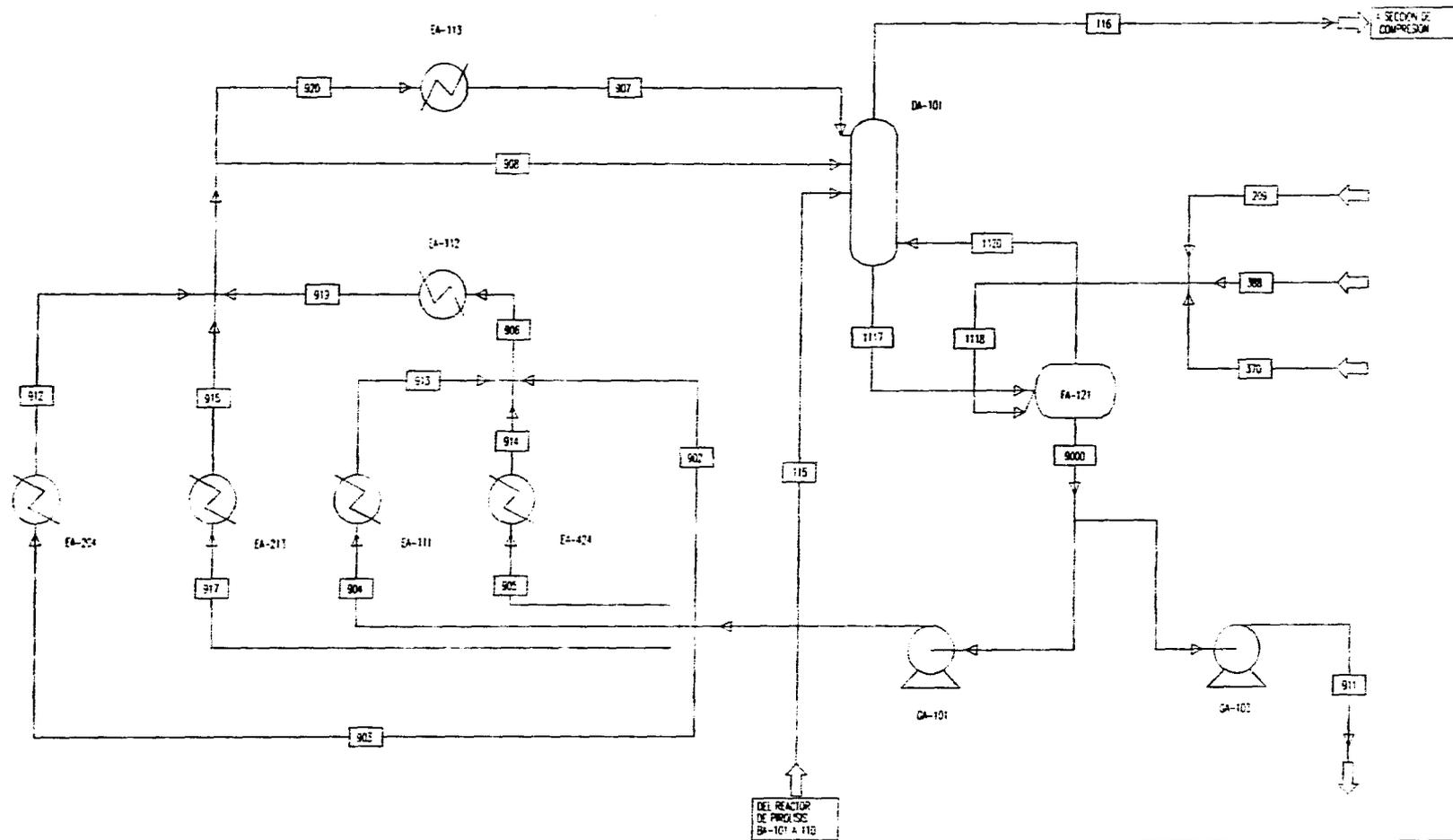
Por otra parte, la corriente de líquido que se obtiene del segundo tanque separador se divide en dos corrientes de refrigerante. La primera corriente corresponde a una parte de la alimentación de líquido del tercer tanque de separación, mientras que la segunda corriente se introduce a un tren de intercambio de calor, consistente en tres intercambiadores de calor conectados en serie, el condensador de la torre desetanizadora, el tercer enfriador del gas de carga del primer tanque de separación de la sección desmetanizadora y el último condensador del tren de enfriamiento de etileno a la descarga del compresor del mismo.

La corriente de vapor resultante de este tren de tres intercambiadores representa la alimentación de vapor al tercer tanque de separación del ciclo. El vapor que se obtiene del tercer tanque de separación es enviado directamente a la segunda etapa de compresión del compresor de propileno. Por otra parte el líquido obtenido de esta tercera separación es introducido a un tren de intercambiadores de calor que consiste en tres cuerpos

conectados en paralelo que proporcionan los requerimientos de enfriamiento y condensación para el último enfriador, previo al primer tanque de separación de la sección desmetanizadora, el condensador de la torre fraccionadora de etileno y el subenfriador del ciclo de refrigeración de etileno, respectivamente.

El vapor resultante de este tren es enviado al cuarto tanque de separación del ciclo, del cual normalmente se obtiene únicamente una corriente de vapor, que representa la alimentación a la primera etapa de compresión del compresor de propileno, cerrándose de esta manera el ciclo de refrigeración.

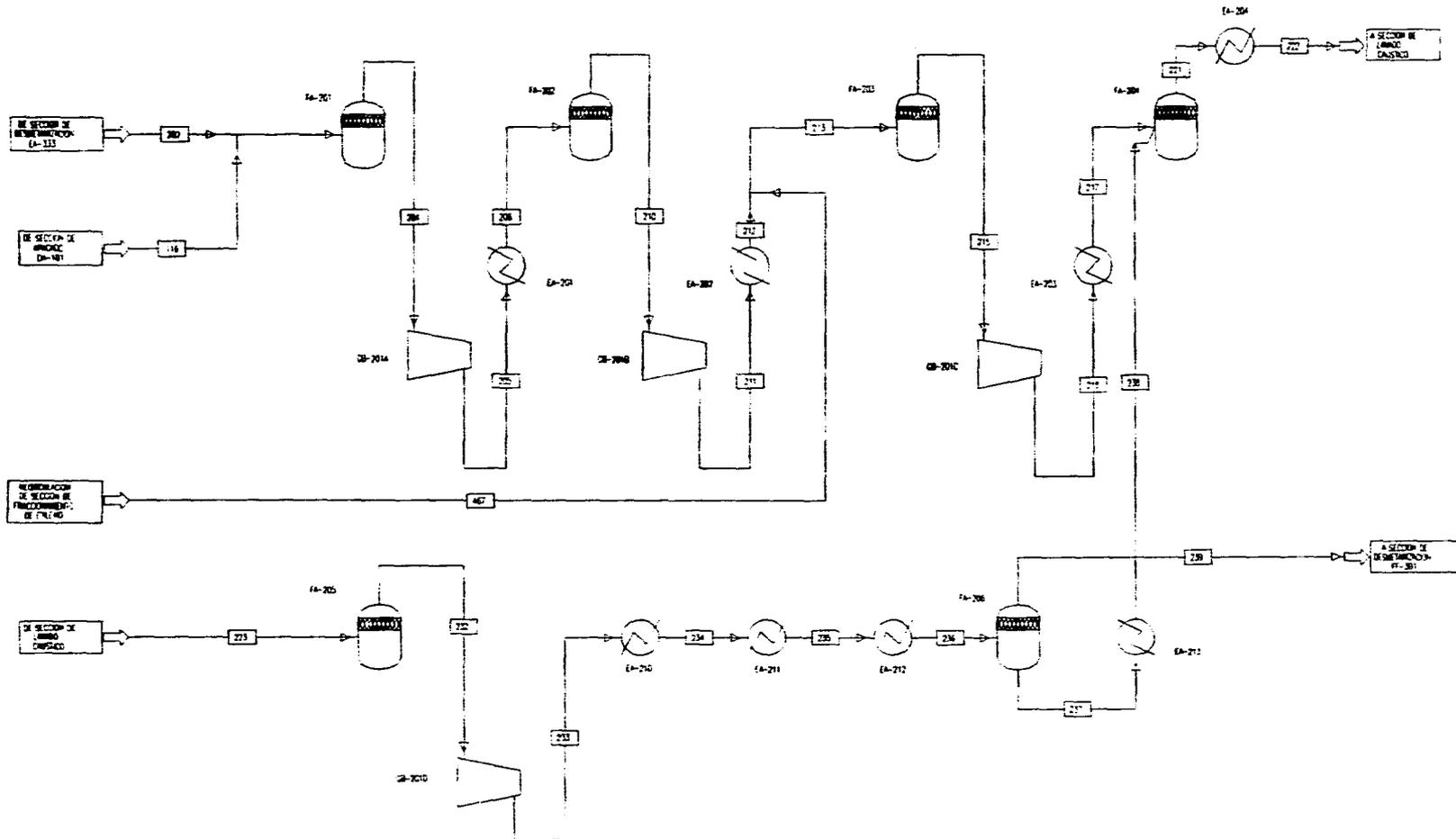
Cabe mencionar que existe una bomba para transportar el líquido que se pueda formar en el último tanque hacia la alimentación de líquido del primer tanque, y que la reposición de refrigerante se encuentra en la línea de alimentación al primer tanque de separación del ciclo.



**FIGURA 1.**  
**DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE APAGADO**

Escala : Ninguna  
Mayo de 1996

Facultad de Química U.N.A.M.  
Erick Reinartz Carbonell



Escala : Ninguna  
 Mayo de 1996

FIGURA 2.  
 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE COMPRESION

Facultad de Química U.N.A.M.  
 Erick Reinartz Carbonell



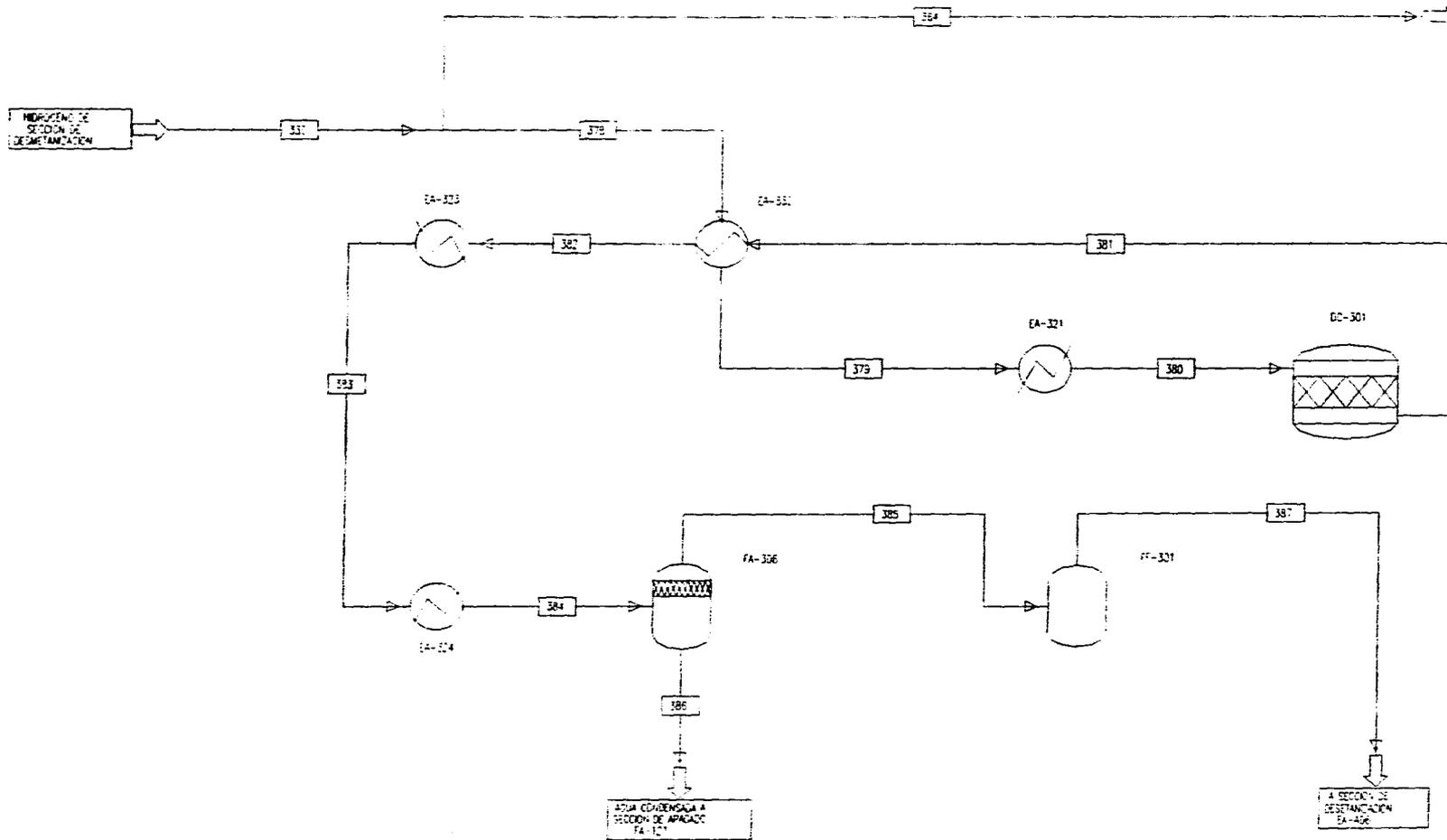


FIGURA 4.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE METANACION

Escala : Ninguna  
 Mayo de 1996

Facultad de Química U.N.A.M.  
 Erick Reinartz Carbonell

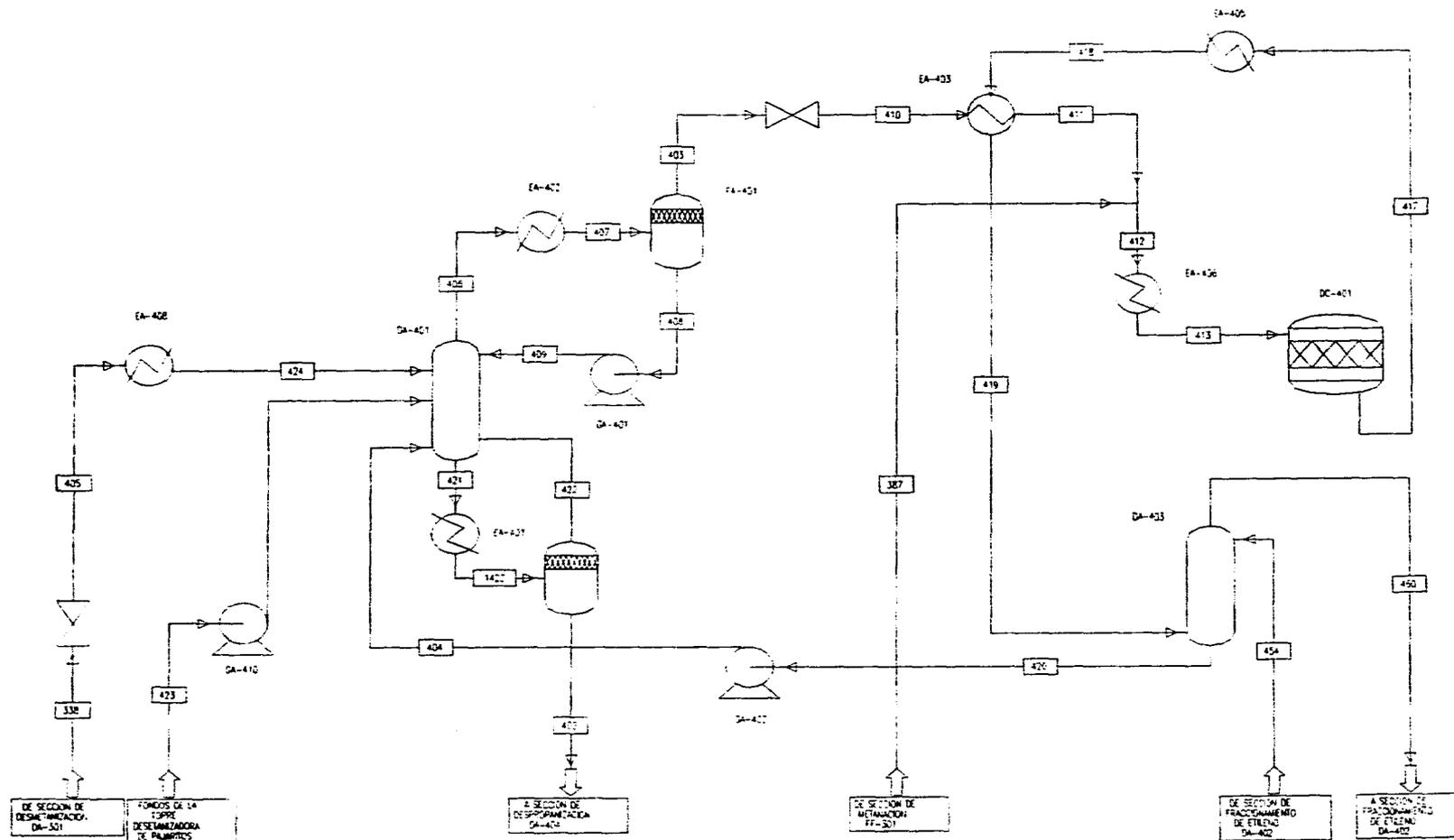


FIGURA 5.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE DESETANIZACION

Escala : Ninguna  
 Mayo de 1996

Facultad de Química U.N.A.M.  
 Erick Reinartz Carbonell

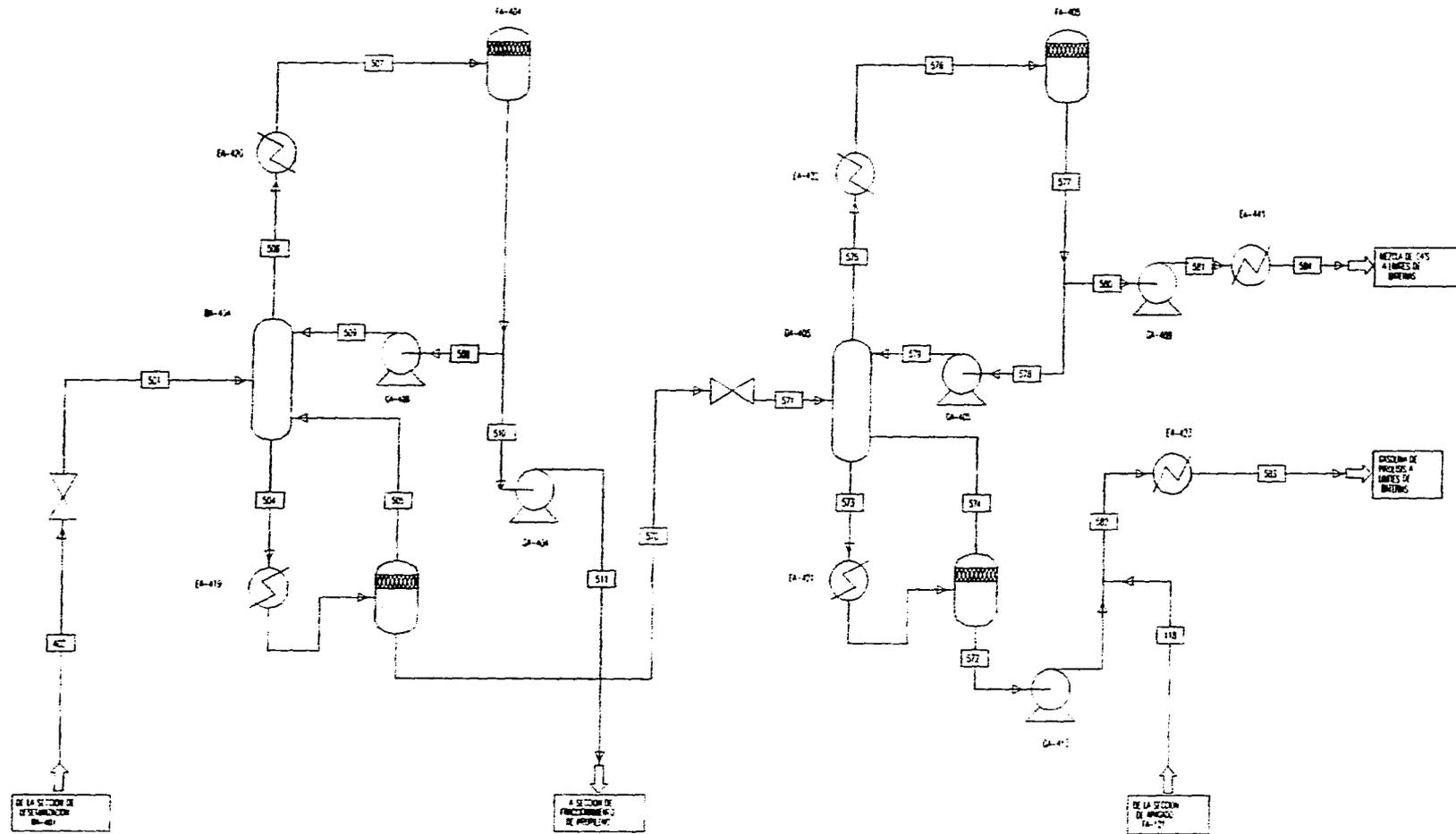


FIGURA 6.  
 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE DESPROPANIZACION Y  
 DESBUTANIZACION

Escala : Ninguna  
 Mayo de 1996

Facultad de Química U.N.A.M.  
 Erick Reinartz Carbonell

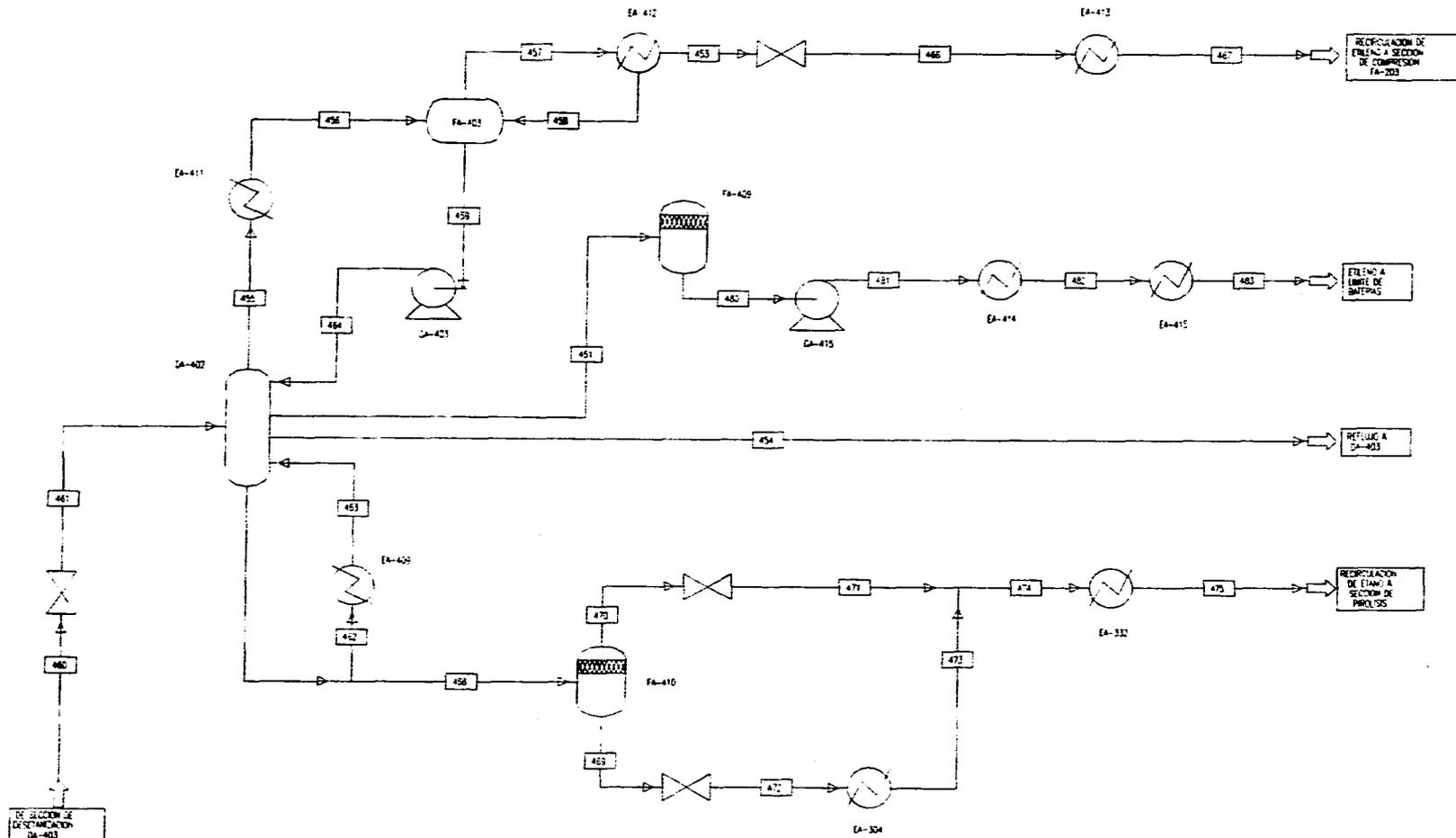


FIGURA 7.

Escala : Ninguna  
 Mayo de 1996

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE ETILENO

Facultad de Química U.N.A.M.  
 Erick Reinartz Carbonell



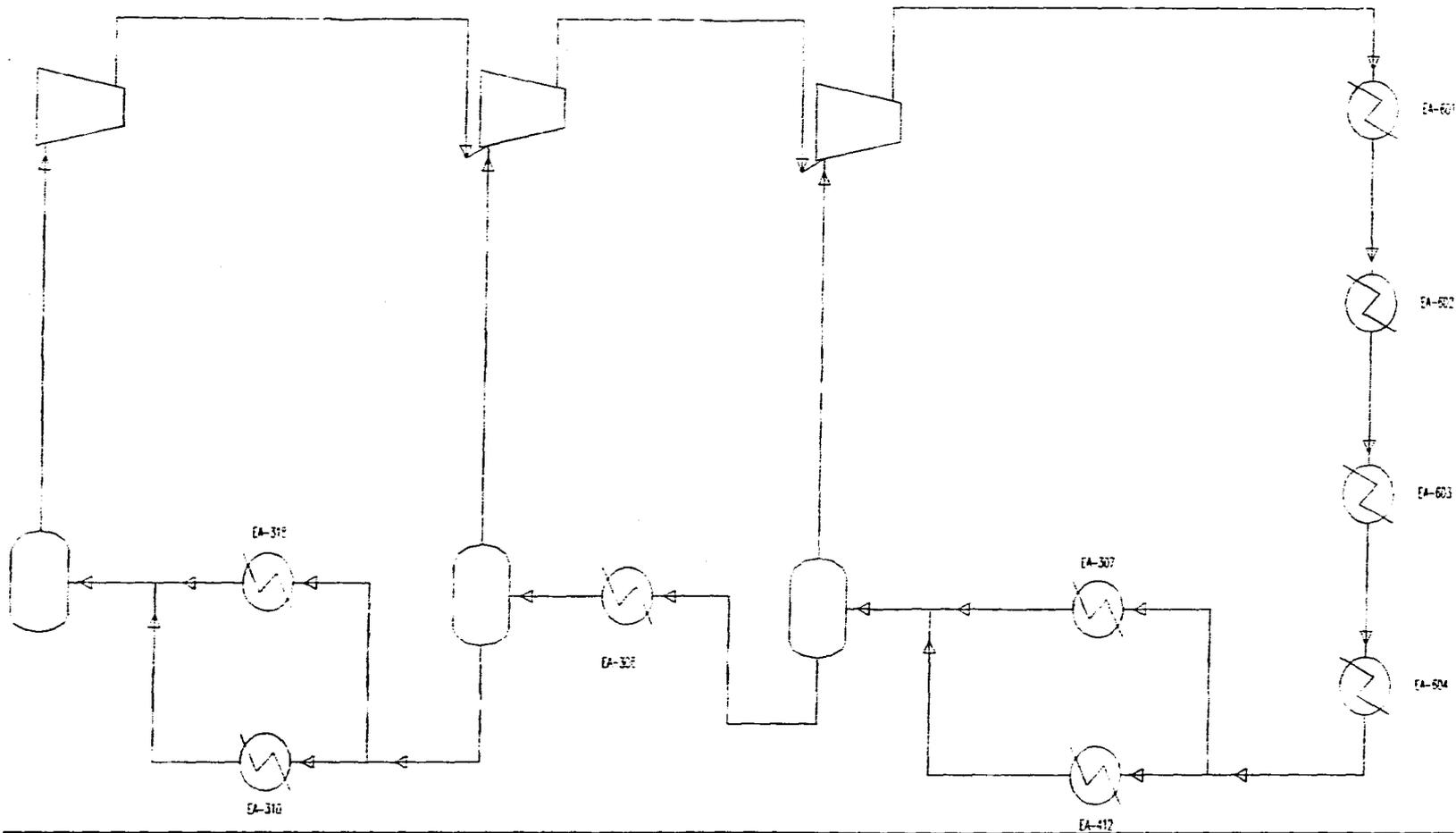


FIGURA 9.  
 DIAGRAMA DE FLUJO DEL CICLO DE REFRIGERACION DE ETILENO

Escala : Ninguna  
 Mayo de 1996

Facultad de Química U.N.A.M.  
 Erick Reinartz Carbonell

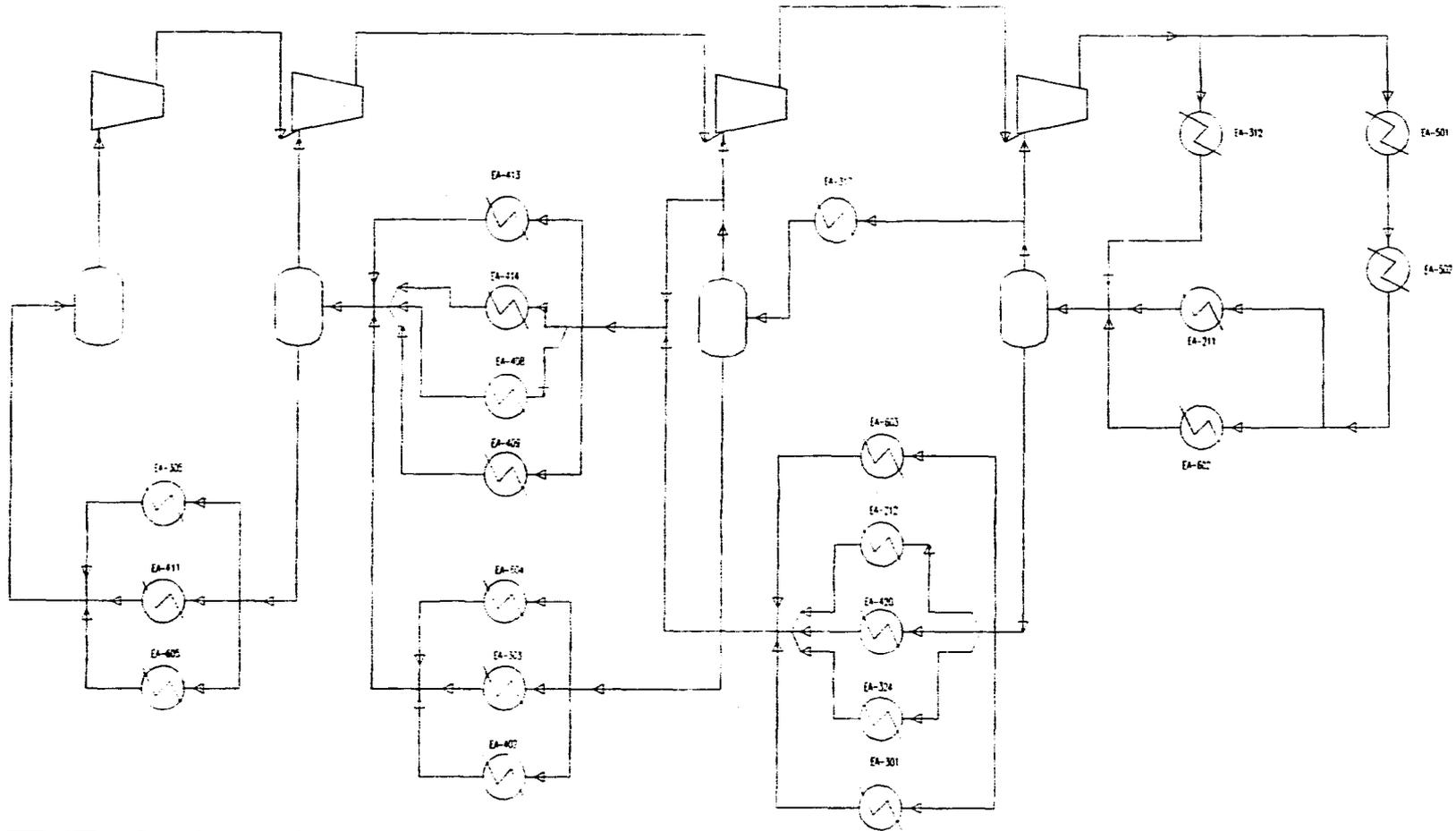


FIGURA 10.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL CICLO DE REFRIGERACION DE PROPILENO

Escala: Ninguna  
 Mayo de 1996

Facultad de Química U.N.A.M.  
 Erick Reinartz Carbonell

---

# CAPITULO

# 4

---

## SIMULACION DE LA PLANTA DE ETILENO

La simulación se realizó utilizando el programa ASPEN PLUS Versión 9.1.3, instalado en el laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos ubicado en el Edificio E de la Facultad de Química, el cual salió al mercado en marzo de 1995. Este simulador es del tipo modular secuencial y cuenta con una gran variedad de modelos y algoritmos para representar matemáticamente las operaciones unitarias que se encuentran en un gran número de procesos. El simulador permite establecer especificaciones de diseño que pueden estar referidas al proceso en su conjunto o bien a una operación en especial, garantizando de esta manera que el proceso simulado cumpla con las especificaciones de diseño y de operación de la planta real.

A su vez, cuenta con bancos de datos actualizados sobre cientos de compuestos químicos. Por otra parte se tiene la opción de seleccionar un sinnúmero de modelos para el cálculo de las propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso, los cuales varían desde un cálculo de gas ideal empleando la ley de Raoult, hasta la utilización de ecuaciones cúbicas actualizadas que incluyen un gran número de correcciones con el fin de representar adecuadamente todo tipo de sistema, bajo cualquier condición de operación.

Adicionalmente, es posible utilizar una amplia variedad de métodos numéricos que permiten la elección y especificación del tipo de convergencia que se desee, lográndose de este modo que se cuenten con métodos numéricos adecuados y rápidos para cada tipo de proceso o especificación.

También es posible efectuar análisis de costos del proceso, lográndose obtener resultados sobre el tamaño y costo de los equipo de proceso, estimación del capital fijo o de inversión, estimación de costos de operación y estimación de la rentabilidad del proyecto en cuestión.

Finalmente, el simulador permite efectuar estudios de sensibilidad sobre las variables del proceso que se deseen, siendo estas de un solo equipo de proceso o de la planta en su conjunto, contando de esta manera con una herramienta confiable para establecer cuáles son las variables que tienen una gran influencia sobre el proceso o sus costos, permitiendo que se defina una función objetivo que aproveche el módulo de optimización de procesos, el cual permite definir las funciones objetivo, establecer restricciones de operación y llevar a cabo una optimización del proceso por medio de un algoritmo de programación cuadrática secuencial. Este algoritmo es de los más avanzados en cuestión de optimización y es indispensable para lograr resultados aceptables de una planta tan compleja e interactiva como es la planta de producción de etileno.

La descripción del simulador y sus capacidades demuestran que se trata de la herramienta ideal para realizar este trabajo, ya que es posible llevarlo a cabo utilizando únicamente este

propiedad y las propiedades de estos materiales a través de los datos de composición de los materiales de entrada y los métodos matemáticos para la simulación de procesos.

Para implementar una de estas simulaciones con los métodos de balance y energía se utilizó un software de simulación de procesos de separación de mezclas de hidrocarburos de la industria petrolera. Este software es capaz de simular los procesos de separación de mezclas de hidrocarburos de la industria petrolera. Los resultados de estos procesos se los comparó con los datos de la industria petrolera para verificar que los resultados de la simulación son confiables. Los resultados de la simulación se los comparó con los datos de la industria petrolera para verificar que los resultados de la simulación son confiables. Los resultados de la simulación se los comparó con los datos de la industria petrolera para verificar que los resultados de la simulación son confiables.

#### **4.1. METODOLOGIA PARA LA SIMULACION DE LA PLANTA DE ETILENO**

Para realizar la simulación de la planta, se consultó con un balance de materia y energía detallado de la planta de etileno del Complejo Petroquímico de la Cargill, como también con los diagramas de flujo de proceso de todas las secciones de la planta.

Con el apoyo de estas dos fuentes de información fue posible especificar las corrientes de alimentación al proceso, determinar las especificaciones de los productos y especificar las condiciones de operación y características particulares de todos los equipos involucrados en el proceso, siendo los más importantes y complejos las torres de destilación ubicadas en las distintas secciones de separación de la planta. A su vez, los balances de materia y energía de la planta constituyen la referencia para evaluar la calidad de la simulación y de este modo garantizar una representación adecuada y confiable de la planta para posteriormente efectuar análisis de sensibilidad y la optimización de la planta.

programa, lo cual representa un ahorro considerable en tiempo y permite un alto grado de confiabilidad en los resultados debido a los modelos matemáticos sobre los cuales está apoyado.

Cabe mencionar que se cuenta únicamente con los balances de materia y energía de la planta, por lo que sería necesario comparar los resultados del simulador con los datos de operación de los equipos, por ejemplo los flujos internos de las torres de destilación, con el objeto de contar con una mayor seguridad sobre la validez de los cálculos, sin embargo este aspecto queda fuera de los objetivos de este estudio y se considera suficiente el que los balances de materia sean representados correctamente con el fin de cumplir satisfactoriamente con los objetivos de este trabajo.

#### **4.1. METODOLOGIA PARA LA SIMULACION DE LA PLANTA DE ETILENO**

Para realizar la simulación de la planta, se contaba con un balance de materia y energía detallado de la planta de etileno del Complejo Petroquímico de la Cangurejera, como también con los diagramas de flujo de proceso de todas las secciones de la planta.

Con el apoyo de estas dos fuentes de información fué posible especificar las corrientes de alimentación al proceso, determinar las especificaciones de los productos y especificar las condiciones de operación y características particulares de todos los equipos involucrados en el proceso, siendo los más importantes y complejos las torres de destilación ubicadas en las distintas secciones de separación de la planta. A su vez, los balances de materia y energía de la planta constituyen la referencia para evaluar la calidad de la simulación y de este modo garantizar una representación adecuada y confiable de la planta para posteriormente efectuar análisis de sensibilidad y la optimización de la planta.

Como componentes de las corrientes de proceso, se utilizaron los indicados en los balances de materia y energía de la planta, partiendo de la corriente de proceso que alimenta a la sección de apagado, la cual consiste la primera sección de este trabajo. De acuerdo con los datos proporcionados se cuenta con una mezcla de 18 componentes, siendo 15 de ellos compuestos químicos y los tres restantes, una mezcla de compuestos  $C_5$ , una mezcla de compuestos  $C_6$  y aceite respectivamente. Como representante de los compuestos  $C_5$  se escogió al penteno ya que las fuentes indican que este es el principal producto de esta especie que se forma en la reacción de pirólisis. Por otra parte, por las mismas razones, se escogieron al hexeno, hexano y benceno como los compuestos  $C_6$ , dividiendo su proporción en partes iguales. Por último no se tomó en cuenta el aceite que proviene del reactor, ya que está presente en cantidades muy pequeñas y es eliminado de la corriente de proceso en la torre de apagado, de este modo no tiene efecto alguno sobre el proceso de separación de la planta. Adicionalmente no se contaba con información alguna que permitiera una caracterización de este aceite, trayendo como consecuencia que la elección de algún compuesto en especial resultara en una probable fuente de error.

La elección del método de cálculo de las propiedades termodinámicas del proceso representó la decisión más importante en el proceso de la simulación, ya que esta determinaría en gran medida la representabilidad de esta. Los trabajos anteriores utilizaban métodos aproximados como Chao Seader o Grayson para el cálculo de las propiedades. Sin embargo, estos métodos, aunque proporcionan resultados confiables pueden llegar a tener errores cercanos al 10%, dependiendo de las condiciones de operación, lo cual resulta inaceptable para el proceso de optimización de la planta en donde se esperaban mejoras de alrededor de un 5%, significando que el error posible sería mayor a las mejoras, haciendo que el estudio no tuviera sentido. Posteriormente se han utilizado ecuaciones de estado, tales como Redlich Kwong en el trabajo de Perea López de 1994.

La mezcla de compuestos con la que se cuenta es adecuada para elegir una ecuación de estado debido a que se trata de hidrocarburos, en su mayoría ligeros, no polares y que

estarán sujetos a altas presiones y a un amplio rango de temperaturas, por lo que es necesario que el método de cálculo de propiedades represente adecuadamente el comportamiento de las mezclas en las regiones cercanas a los puntos críticos de estas.

La sección de apagado debe ser considerada aparte, ya que la corriente de hidrocarburos proveniente del reactor de pirólisis es puesta en contacto directo con agua dentro de la torre de apagado, por lo cual no resulta apropiado utilizar una ecuación de estado diseñada para compuestos no polares o una ecuación de estado que tome en cuenta compuestos polares, pero que no sea capaz de representar satisfactoriamente una mezcla que contenga una gran proporción de agua.

Para determinar el método de cálculo de propiedades a utilizar en este trabajo se escogió la torre desmetanizadora, por su complejidad y condiciones de operación, para llevar a cabo un análisis termodinámico y comparar varias ecuaciones de estado, con y sin correcciones, con el fin de analizar si las ecuaciones más sofisticadas alcanzaban mejores resultados en proporción con el tiempo de máquina necesario para llevar a cabo los cálculos. Los resultados de este estudio se encuentran en el Anexo A y muestran que se logran mejoras despreciables con las ecuaciones de estado con correcciones y que la ecuación de Peng Robinson permite obtener los mejores resultados de las ecuaciones de estado sin correcciones, por lo que este fué el modelo de cálculo de propiedades que se utilizó en todo el proceso, salvo para la sección de apagado.

Para la sección de apagado se optó por utilizar el método NRTL para la fase líquida, con gas ideal para la fase vapor y la ley de Henry para los compuestos incondensables. Este modelo es apropiado, ya que además de proporcionar resultados con errores mínimos, puede representar a los sistemas con agua. La temperatura de los gases es elevada y la presión es pequeña, por lo que es correcto considerar un estado cercano a la idealidad y existen compuestos incondensables que se encuentran por encima de sus temperaturas críticas.

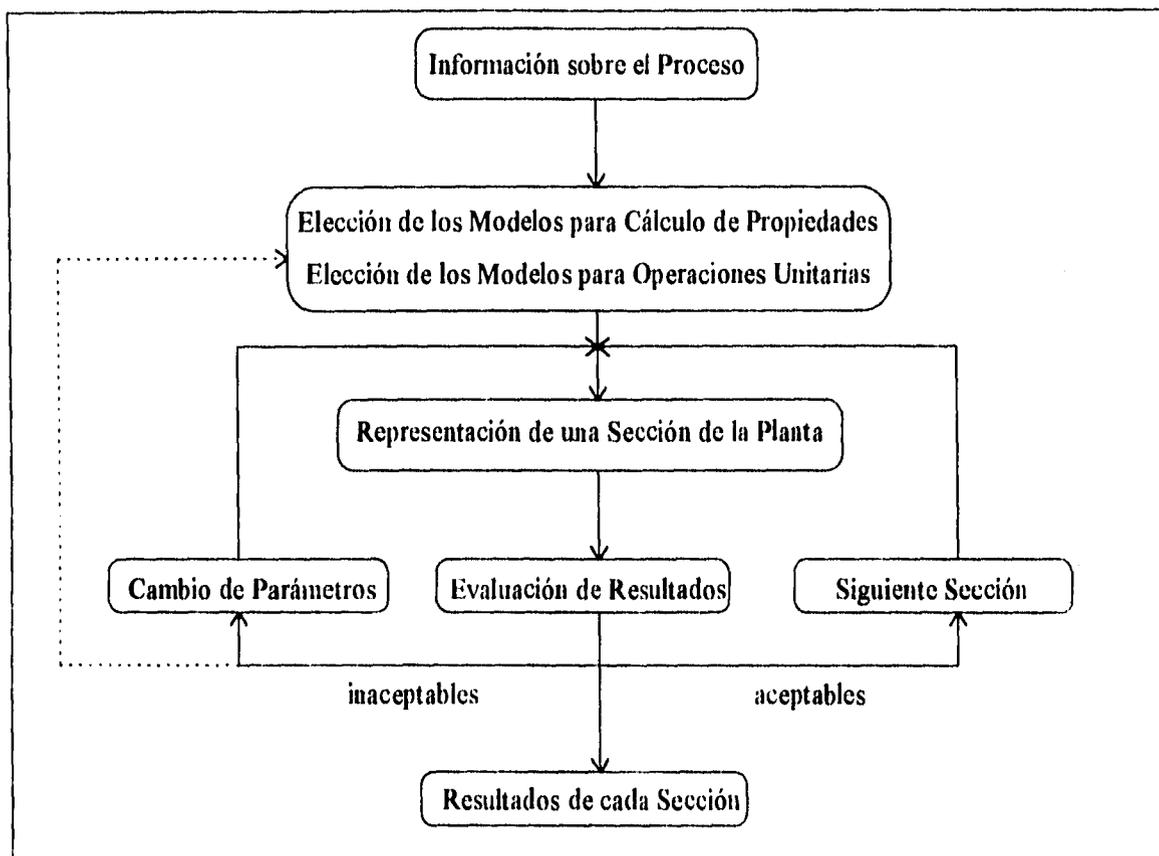
Al contar con los modelos apropiados de cálculo de propiedades para todas las secciones en estudio de la planta, se prosiguió a llevar a cabo la simulación de la misma, proceso que estuvo compuesto de varias etapas de integración.

En una primera etapa, se simularon todas las secciones de la planta de manera individual, tomándose como materias primas los efluentes del reactor, para la zona de apagado, o los efluentes de las otras secciones de la planta para todas las demás. Las condiciones de operación y las características de los equipos se especificaron de acuerdo con los balances de materia y energía y los diagramas de flujo de la planta. En cada sección se simuló cada equipo individualmente, sin hacer combinaciones de equipos para integrarlos en un solo modelo del simulador. De esta manera, las torres de destilación se simularon en todo momento como equipos separados de su condensador y rehervidor correspondientes, lográndose de esta forma la obtención de datos sobre las corrientes de alimentación y de retorno de los condensadores y los rehervidores. Se prestó especial atención a los métodos de convergencia, escogiendo finalmente el método de Wegstein para las corrientes de corte de las secciones individuales, una vez que se comparó su desempeño con el método de Broyden, el cual resultó ser demasiado inestable y dependiente de los estimados iniciales, considerándose que ocasionaría problemas en las fases posteriores del trabajo al llevarse a cabo los estudios de sensibilidad, debido a los cambios en las condiciones de operación del proceso.

Para cada sección de la planta se llevó a cabo un análisis de resultados, buscándose garantizar que el error de los cálculos se encontrara por abajo del 3% en las variables importantes del proceso, con el fin de evitar al máximo una acumulación de errores al integrar la simulación de la planta y alcanzar errores de la planta integrada menores al 5%.

A continuación se presenta una figura que esquematiza el procedimiento a seguir para obtener resultados confiables de cada una de las secciones individuales de la planta :

**Figura 1.**



Al contar con la simulación de cada sección de la planta, se prosiguió a integrar las secciones para obtener una simulación que representara a toda la planta en su conjunto, considerando su interconexión con los ciclos de refrigeración de propileno y etileno y la interrelación entre estos dos últimos. Para lograr este objetivo, la planta se fue integrando de acuerdo con el flujo del proceso, empezando con la integración de la sección de compresión a la sección de apagado, hasta finalizar con la integración de la sección de fraccionamiento de propileno al resto de la planta. En cada paso se escogió el conjunto de corrientes de corte más adecuado, tomando conjuntos de corte no redundantes y con el menor número de corrientes de corte, con el objeto de minimizar el número de variables a converger. Se fijaron los parámetros del método de Wegstein que logran una

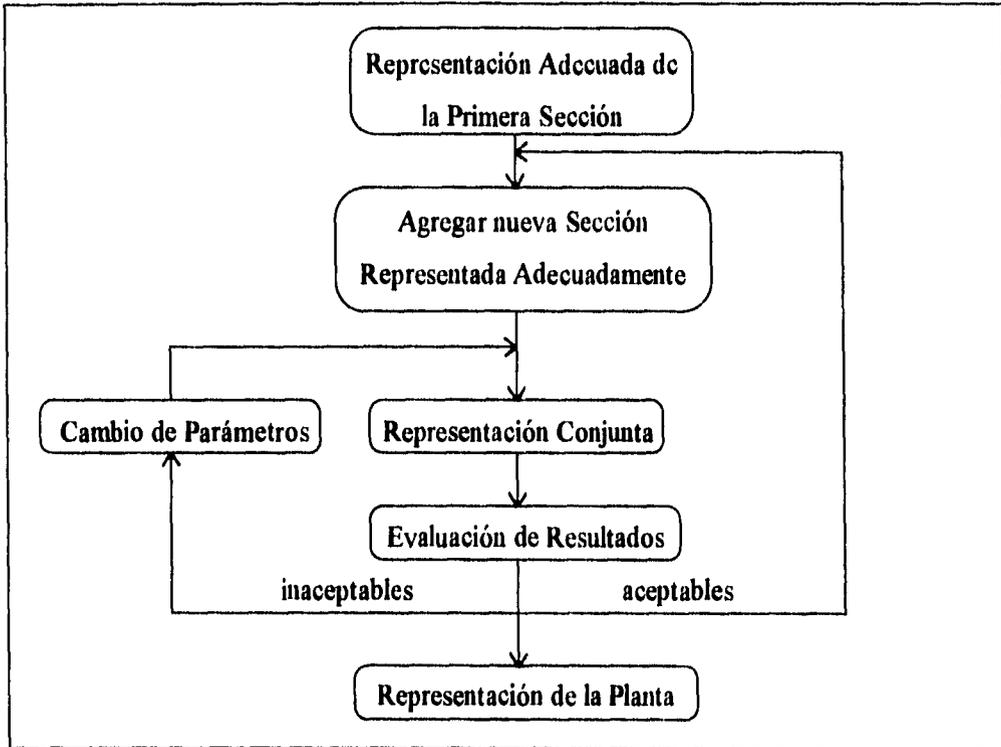
convergencia con un mínimo número de iteraciones, proporcionándose estimados iniciales equivalentes a los datos de la planta, y posteriormente a los resultados de corridas anteriores, permitiendo situarse cerca de la solución y disminuir el tiempo de procesamiento. De manera similar a la primera parte de la simulación, la integración de cada nueva sección de la planta involucraba un análisis de resultados, permitiendo evitar la acumulación de errores y la desviación de los resultados con respecto a los datos de la planta. En este aspecto se pudo notar que la acumulación de pequeñas cantidades de compuestos ligeros, como el acetileno, en las secciones de despropanización, pueden llevar a serios desajustes en el desempeño de la planta y la pureza de sus productos. Este hecho se discutirá con detalle en la sección de análisis de resultados.

Se prestó especial atención a que la integración de la planta a los ciclos de refrigeración de etileno y propileno, y la interrelación entre estos dos últimos, se encontrara dentro de las capacidades de enfriamiento de cada ciclo de refrigeración, sin necesidad de aumentar el flujo de refrigerante ni la proporción de refrigerante en cada intercambiador, teniéndose que hacer únicamente ajustes pequeños a la fracción de vapor en las válvulas de control, sin llegar al extremo de que la válvula ya no pudiese cumplir su función de elemento final de control.

La ejecución de estos dos pasos en el proceso de simulación de la planta llevó a la obtención de un modelo de una gran calidad con el mínimo de simplificaciones, y que era capaz de arrojar resultados con un tiempo de máquina menor a los siete minutos, sentándose de esta manera las bases para poder realizar un análisis de sensibilidad confiable y por ende la optimización de las condiciones de operación de la planta.

A continuación se presenta una figura que muestra la metodología a seguir para obtener resultados confiables de la planta en su conjunto :

**Figura 2.**



---

# CAPITULO

# 5

---

## ANALISIS DE SENSIBILIDAD

### 5.1. METODOLOGIA PARA EL ANALISIS DE SENSIBILIDAD

Una vez realizada la simulación de la planta era necesario identificar las variables de relevancia económica dentro del proceso de producción de etileno. Con este fin se llevó a cabo un análisis comprensivo de las variables de operación del proceso, tomando en cuenta las condiciones de operación y especificaciones de cada uno de los equipos de la planta, tal como se muestran en los diagramas de flujo.

Con el objeto de efectuar el análisis de sensibilidad de las variables de proceso, desde un punto de vista económico, fue necesario introducir costos a la simulación de la planta, haciendo uso del módulo de estimación de costos de Aspen, el cual permite calcular los costos de operación de un proceso químico con un error menor al 5%. De este modo, con la ayuda de los precios actuales de servicios y productos químicos a nivel nacional e

internacional, se proporcionaron al simulador los costos de los servicios, materias primas y productos de la planta, considerando que todos los servicios se compran y no son generados dentro de la planta, y considerando que el efluente del reactor de pirólisis y los hidrocarburos provenientes de Pajaritos, que son alimentados a la sección desetanizadora, constituyen la materia prima de nuestra planta simulada. Estas consideraciones son válidas, ya que el vapor de alta presión y el vapor de baja presión son generados en la sección de pirólisis por lo que no puede considerarse que sean generados en las secciones que comprende este trabajo.

Por otra parte no se tomó en cuenta el costo de los refrigerantes de etileno y propileno, ya que ambos ciclos de refrigeración se encuentran integrados a la simulación de la planta y se reflejan en los costos de operación de la planta en el grado en que se requieran de servicios para mantener estos ciclos de refrigeración en operación, tanto para su compresión como su enfriamiento posterior a la compresión. La simulación se llevó a cabo de tal manera, que las válvulas de control en los distintos intercambiadores de calor que utilicen refrigerante puedan variar la fracción de vapor, sin perder su función como elementos de control. Por otra parte se puede aumentar o disminuir la cantidad de refrigerante en el ciclo, respetando sin embargo los límites que pueda manejar el compresor del ciclo de refrigeración correspondiente. De este modo se logró crear un modelo flexible que permita utilizar los ciclos de refrigeración con una mayor eficiencia sin necesidad de variar inmediatamente la cantidad de refrigerante en el ciclo, o bien, en caso de cambios grandes, introducir una variación en la cantidad del refrigerante, que se encuentre dentro de los límites de operación del compresor del ciclo correspondiente.

Por medio del modelo anterior se espera obtener resultados cercanos a la realidad sobre el costo de operación de los ciclos de refrigeración, ya que no se consideran como un servicio, sino como un elemento integrado a la planta que tiene costos de operación que se calculan de manera similar a los de las otras secciones de la planta.

La siguiente tabla muestra los servicios que se consideraron para el análisis de costos y las aplicaciones de estos servicios :

**Tabla 1.**

Servicio	Aplicación
Vapor de Alta Presión	Turbinas de Compresores Intercambio de Calor
Vapor de Baja Presión	Intercambio de Calor
Agua de Enfriamiento	Intercambio de Calor
Electricidad	Bombas

A continuación se muestra una tabla con los precios y el valor de los distintos servicios, materias primas y productos de la planta. Estos son los precios actuales en el mercado, tanto nacional como internacional y se encuentran indicados en dólares, con el objeto de tener una mayor validez en el tiempo.

**Tabla 2.**

Concepto	Costo / Valor
Materia Prima (mezcla alimentación)	189 \$/ton
Producto de Etileno	391 \$/ton
Producto de Propileno	386 \$/ton
Producto Rico en Butileno	646 \$/ton
Producto de Propano	308 \$/ton
Producto de Gasolina de Pirólisis	228 \$/ton
Vapor de Alta Presión	3.90 \$/1000 lb
Vapor de Baja Presión	3.20 \$/1000 lb
Agua de Enfriamiento	0.02642 \$/ton
Electricidad	0.0516 \$/KWh

Por otra parte, no se consideraron los costos de mano de obra, administración, supervisión, mantenimiento y seguros, ya que estos no dependen de las condiciones de operación del proceso, además de que este tipo de costos dependen en gran medida del tipo de administración que se tenga en la planta y queda fuera del alcance de este trabajo, siendo necesario un análisis administrativo independiente que estudie los factores mencionados anteriormente o la necesidad de cambiarlos.

Finalmente, el análisis de sensibilidad no incluyó los costos fijos de la planta o los costos de inversión para cada uno de los equipos de la planta, debido a que se trata de una planta en operación en la cual no es posible hacer modificaciones de los equipos de proceso. Siendo el objetivo de este estudio el lograr mayores utilidades o menores costos de operación por medio de cambios en las condiciones de operación, sin la necesidad de llevar a cabo cambios físicos de las instalaciones de la planta. Este hecho hace innecesaria la introducción de costos fijos en el análisis de sensibilidad o en la optimización de la planta.

Las consideraciones y restricciones anteriores permiten ver claramente que los cálculos relacionados con los costos de operación de la planta no serán los mismos que en la planta real, ya que no toman en cuenta aspectos de costos que es necesario considerar en la realidad, sin embargo, los costos de operación y las utilidades reflejaran de manera clara los efectos de la operación de la planta sobre estos, haciendo que se pueda cumplir el objetivo de este trabajo, el cual es meramente operativo e ilustrativo de la manera de analizar y proponer mejoras de los procesos químicos con la ayuda de herramientas matemáticas.

De acuerdo con los argumentos anteriores se plantearon dos funciones para estudiar la relevancia de las variables de operación sobre la economía del proceso, siendo la primera de estas los costos de operación, la cual se define de la siguiente manera :

**Costos de Operación Anuales = Costos de Materias Primas + Costos de Servicios**

A su vez se definió una función de utilidades para servir como segundo parámetro de evaluación sobre la influencia de las distintas variables de operación del proceso sobre la economía del mismo. La función de utilidades se definió de la siguiente manera :

Utilidad de Operación : Valor de Productos - Costos de Materias Primas - Costos de Servicios

De acuerdo con la bibliografía, se sabe que las variables de operación más importantes son las relacionadas con la sección desmetanizadora y la sección desetanizadora, debido a los grandes flujos que se manejan en estas dos secciones y a las grandes cargas térmicas de los rehidradores y condensadores de las columnas de destilación de estas ambas secciones, como también debido a su gran importancia para garantizar una separación adecuada en las secciones posteriores y alcanzar las especificaciones de los productos. Sin embargo se creyó apropiado el llevar a cabo un análisis más extenso, con el fin de identificar otras variables importantes que pudiesen tener una influencia relevante en los costos de operación de la planta o las utilidades de la misma.

A continuación se muestra una tabla que contiene todas las variables estudiadas en el análisis de sensibilidad, proporcionando información sobre el equipo al que pertenecen y sección correspondiente de la planta .

**Tabla 3.**

Variable	Equipo	Sección de la Planta
Temperatura Descarga	EA-113	Apagado
Temperatura Descarga	EA-112	Apagado
Temperatura Descarga	EA-201	Compresión
Temperatura Descarga	EA-202	Compresión
Temperatura Descarga	EA-203	Compresión
Temperatura Descarga	EA-210	Compresión
Temperatura Descarga	EA-211	Compresión
Temperatura Descarga	EA-212	Compresión
Relación de Compresión	GB-201-A	Compresión
Relación de Compresión	GB-201-B	Compresión
Relación de Compresión	GB-201-C	Compresión
Relación de Compresión	GB-201-D	Compresión
Fracción de Vapor	EA-301	Desmetanizadora
Fracción de Vapor	EA-303	Desmetanizadora
Fracción de Vapor	EA-305	Desmetanizadora
Fracción de Vapor	EA-307	Desmetanizadora
Fracción de Vapor	EA-308	Desmetanizadora

Fracción de Vapor	EA-310	Desmetanizadora
Relación de Reflujo	DA-301	Desmetanizadora
Plato de Alimentación (6)	DA-301	Desmetanizadora
Plato de Alimentación (12)	DA-301	Desmetanizadora
Plato de Alimentación (27)	DA-301	Desmetanizadora
Carga Térmica	DA-301	Desmetanizadora
Fracción de Vapor	EA-408	Desetanizadora
Relación de Reflujo	DA-401	Desetanizadora
Plato de Alimentación (4)	DA-401	Desetanizadora
Plato de Alimentación (23)	DA-401	Desetanizadora
Plato de Alimentación (44)	DA-401	Desetanizadora
Carga Térmica	DA-401	Desetanizadora
Temperatura Descarga	EA-405	Desetanizadora
Relación de Reflujo	DA-402	Fraccionación de Etileno
Flujo de Producto Etileno	DA-402	Fraccionación de Etileno
Flujo de C <sub>2</sub> a Absorbedor	DA-402	Fraccionación de Etileno
Carga Térmica	DA-402	Fraccionación de Etileno
Fracción de Vapor	EA-412	Fraccionación de Etileno
Temperatura Descarga	EA-414	Fraccionación de Etileno
Relación de Reflujo	DA-404	Despropanización
Plato de Alimentación	DA-404	Despropanización
Carga Térmica	DA-404	Despropanización
Relación de Reflujo	DA-405	Desbutanización
Plato de Alimentación	DA-405	Desbutanización
Carga Térmica	DA-405	Desbutanización
Relación de Reflujo	DA-406	Fraccionación Propileno
Plato de Alimentación	DA-406	Fraccionación Propileno

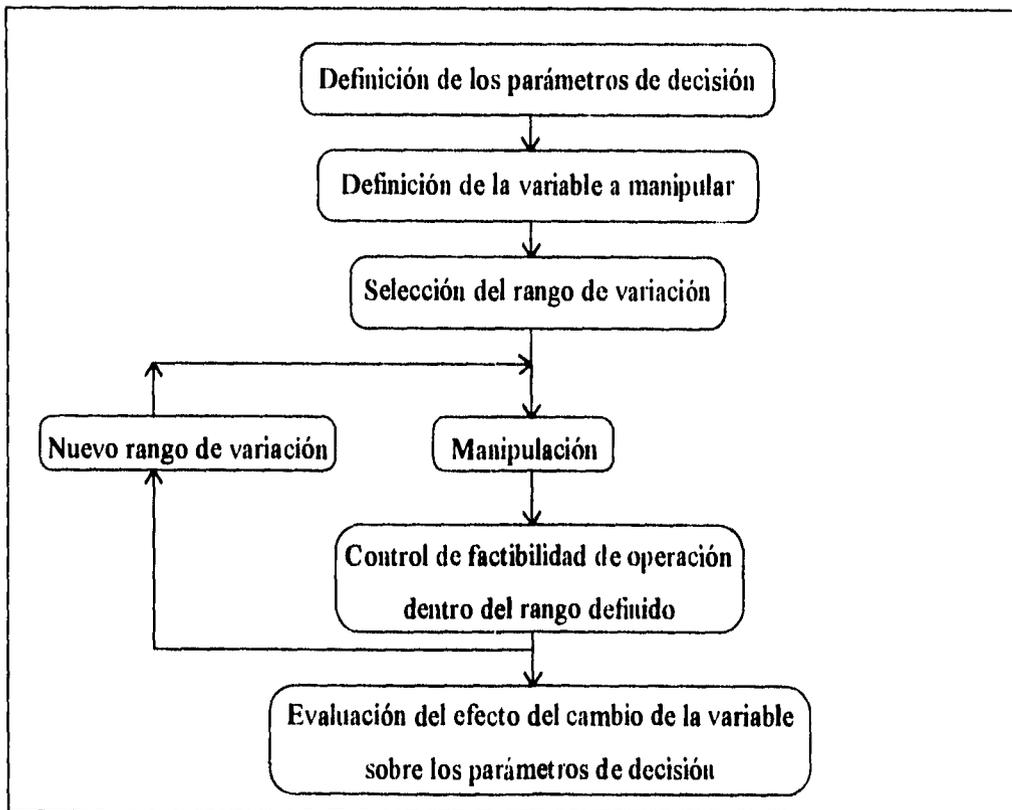
El análisis se llevó a cabo variando un solo parámetro a la vez y dejando todas las otras variables a estudiar en su valor normal de acuerdo con la simulación básica de la planta. De esta manera se garantizó que los cambios en los costos de operación y en las utilidades fueran provocados únicamente por las variables manipuladas, sin tomar en cuenta variaciones en otras condiciones de operación.

Para realizar el análisis de sensibilidad de las variables del proceso se consideraron dos aspectos de suma importancia : las especificaciones de los productos de la planta y los rangos de operación permitidos para los equipos instalados. Tomando en cuenta estas dos restricciones, se procedió a establecer un rango preliminar para llevar a cabo las

variaciones de cada una de las variables. Una vez obtenidos los resultados del análisis de sensibilidad de cada variable se controló que no se violaran ninguna de las restricciones ni especificaciones de los productos, tomándose una decisión final sobre una ampliación o restricción del rango de fluctuación de cada variable a estudiar. Al contar con un rango final de fluctuación se llevó a cabo un segundo análisis de sensibilidad para cada variable, variando su valor dentro del rango definitivo y utilizando un número suficiente de puntos intermedios. De este modo se obtuvo información definitiva con respecto a su influencia sobre los costos de operación y utilidades del proceso, respetándose los parámetros de operación de los equipos y la pureza de los productos, para contar de este modo con información suficiente para decidir sobre las variables a utilizar en el planteamiento del problema de optimización de la planta.

A continuación se presenta un esquema que ilustra el procedimiento realizado para la evaluación de cada variable de operación que se utilizó para el análisis de sensibilidad de la planta de etileno :

**Figura 1.**



El análisis de sensibilidad de 44 variables de proceso en todas las secciones de la planta permitió identificar 12 variables de influencia económica sobre el proceso, pudiendo escoger únicamente 5 variables de particular relevancia sobre los costos del proceso para realizar la optimización, debido a la complejidad del problema. Este hecho se explica detalladamente en la sección referente a la optimización de la planta. La siguiente tabla muestra las variables utilizadas para plantear el problema de optimización :

**Tabla 4.**

Variable	Equipo	Sección
Fracción de Vapor de Gas de Carga	EA-307	Desmetanización
Carga Térmica del Rehervidor Desmetanizadora	DA-301	Desmetanización
Fracción de Vapor a la Alimentación de DA-401	EA-408	Desetanización
Flujo de Producto de Etileno	DA-402	Fraccionación Etileno
Carga Térmica del Rehervidor Desbutanizadora	DA-405	Desbutanización

La tabla anterior representa los resultados resumidos del análisis de sensibilidad, cuyos resultados detallados se encuentran en la sección correspondiente de resultados. Cabe mencionar que a partir de esta tabla es posible plantear adecuadamente el problema de optimización para la obtención de los parámetros óptimos de operación. La metodología utilizada durante el proceso de optimización se presenta en el siguiente capítulo.

---

# CAPITULO

# 6

---

## OPTIMIZACION DE LA PLANTA DE ETILENO

Los procesos de producción de etileno son de los más adecuados para ser sometidos a una optimización. Esto se debe a que, por una parte tienen una gran complejidad e interrelación entre los equipos de la planta y por otra parte operan a condiciones muy variadas y lejanas de las condiciones atmosféricas, requiriéndose de esta manera que se tenga que consumir mucha energía para alcanzar las elevadas temperaturas en la zona de reacción y las muy bajas temperaturas y muy altas presiones en la zona de separación. Los hechos anteriores permiten que un cambio pequeño en las condiciones de operación de algunos parámetros importantes de la planta puedan significar ahorros considerables en su operación, o bien un aumento sustancial en las utilidades de la planta.

Existe una gran cantidad de artículos recientes relacionados con la optimización de plantas de etileno, los cuales presentan varias alternativas hacia la resolución del problema de optimización. Podemos diferenciar un primer grupo de trabajos que se enfoca a optimizar las operaciones unitarias y los equipos de la planta por separado, comenzando desde el reactor de pirólisis hasta llegar a la parte final de la secuencia de separación y purificación de productos. De esta manera se busca encontrar las condiciones óptimas de operación de cada equipo para obtener como resultado una operación más aceptable de la planta en su conjunto. Un segundo grupo de trabajos más recientes, se ha enfocado a identificar las variables importantes del proceso global y llevar a cabo una optimización que involucre a todos los equipos de la planta de manera simultánea, tratando de mejorar el proceso desde un punto de vista general, basándose en el hecho de que últimamente se ha comprobado que la operación óptima de cada equipo en la planta no corresponde por lo general a la operación óptima de la planta en su conjunto.

A pesar de que los últimos trabajos han logrado identificar que se pueden obtener mejoras considerables en la operación de la planta si se lleva a cabo una optimización global del proceso, estos han tenido la tendencia a utilizar modelos simplificados de las operaciones que son necesarias en el proceso de producción de etileno; estas simplificaciones son especialmente importantes en la representación del reactor de pirólisis y en el modelo matemático que representa a las columnas de destilación de la planta.

El presente trabajo tiene como propósito utilizar una estrategia similar a los trabajos más recientes, realizando una optimización global de la planta, manipulando variables del proceso identificadas previamente por su importancia, e introduciendo modelos rigurosos que permitan obtener resultados más confiables y que se comparen con los resultados reales de plantas en operación.

Debido al deseo de realizar la optimización utilizando modelos rigurosos de los procesos que se presentan en la planta de producción de etileno no se incluyó la zona de pirólisis del etano en el presente trabajo, por la falta de información confiable y la necesidad de crear

un módulo especial para ASPEN con el fin de obtener una representación adecuada del reactor. Este aspecto resulta de gran interés para un trabajo futuro, ya que los artículos mencionados anteriormente reportan mejoras sustanciales de la planta cuando se toma en cuenta el reactor de pirólisis para llevar a cabo la optimización de la planta. En este método de optimización se hizo hincapié en mejorar el desempeño de la planta, especialmente en las secciones de separación al utilizar modelos matemáticos rigurosos para su representación.

## **6.1. METODOLOGIA PARA LA OPTIMIZACION DE LA PLANTA DE ETILENO**

Para poder plantear el problema de optimización de la planta y proceder a su resolución, fué necesario contar con la simulación detallada de la planta a sus condiciones actuales de operación y con datos sobre las variables de influencia económica sobre el proceso de producción de etileno. Las dos condiciones anteriores se lograron al aplicar la metodología expuesta en los capítulos anteriores que se relacionan con la simulación rigurosa de la planta y el análisis de sensibilidad realizado para identificar las variables de relevancia dentro del proceso.

Tal como se mencionó en el capítulo 2, el problema matemático de optimización se puede reducir al planteamiento de una o varias funciones objetivo, sujetas a ciertas restricciones de igualdad y desigualdad que se encuentran expresadas en términos matemáticos y un método de solución del sistema resultante, para obtener los valores de las variables manipuladas que maximizen o minimizen dicha función objetivo sin violar las restricciones impuestas sobre el modelo matemático. En este capítulo se explicará detalladamente el procedimiento realizado para especificar el problema de optimización y su resolución subsecuente.

Tras una amplia revisión bibliográfica se decidió que se podían plantear tres funciones objetivo de especial relevancia e interés para el proceso de producción de etileno :

1. **Maximización de Utilidades** : Esta es probablemente la más importante, ya que se relaciona directamente con la rentabilidad de la planta y representa la capacidad de la planta para generar riqueza.
2. **Minimización de Costos de Operación** : Esta función objetivo se relaciona directamente con la eficiencia de operación de la planta en general.
3. **Minimización del costo unitario de producción de etileno** : Esta función se relaciona con la concentración de los recursos de la planta hacia una producción más barata de etileno, representando de esta manera la competitividad de la planta frente al mercado del etileno.

Este trabajo no tomó en cuenta aspectos de capital fijo, administrativos y de mantenimiento, debido a que no se quiere hacer modificaciones físicas sobre la planta que representen un gasto de inversión y queda fuera del enfoque del trabajo la estructura administrativa y de mantenimiento junto con los costos relacionados a estas. De esta manera, los resultados numéricos de las funciones planteadas no tienen como finalidad el representar los costos reales del proceso, sino identificar las mejoras que se pueden lograr sobre estos aspectos, al modificar las condiciones de operación de la planta. Tomando en cuenta las condiciones anteriores se formularon matemáticamente las tres funciones objetivo de la siguiente forma :

1. **Función objetivo : Utilidades de la Planta**

$$\text{Utilidades} = \text{Valor de Productos} - \text{Costo de Materias Primas} - \text{Costo de Servicios}$$

2. **Función objetivo : Costos de Operación de la Planta**

$$\text{Costos de Operación} = \text{Costo de Materias Primas} + \text{Costo de Servicios}$$

### 3. Función Objetivo : Costo Unitario de Producción de Etileno

$$\text{Costo Unitario del Etileno} = (\text{Materias Primas} + \text{Servicios}) / (\text{Producción Etileno})$$

En el caso de la función objetivo de los costos de operación se decidió utilizar una función simplificada que tomara en cuenta los “costos variables de operación”, representados por los servicios de la planta, debido a que este valor era pequeño en comparación con el costo de materias primas, haciendo que cualquier cambio en las condiciones de operación no tuviera efecto apreciable sobre la función objetivo planteada inicialmente. De esta manera las funciones objetivo utilizadas para plantear el problema de optimización fueron las siguientes :

#### 1. Función objetivo : Utilidades de la Planta

$$\text{Utilidades} = \text{Valor de Productos} - \text{Costo de Materias Primas} - \text{Costo de Servicios}$$

#### 2. Función objetivo : Costos de Operación de la Planta

$$\text{Costos de Operación} = \text{Costo de Servicios}$$

#### 3. Función Objetivo : Costo Unitario de Producción de Etileno

$$\text{Costo Unitario del Etileno} = (\text{Materias Primas} + \text{Servicios}) / (\text{Producción Etileno})$$

El valor de los productos se calculó multiplicando el flujo anual de las corrientes de producto de la planta por el precio actual de cada producto. Por otra parte, el costo de las materias primas se calculó al multiplicar el flujo anual de la corriente proveniente de la sección de pirólisis y de la corriente proveniente de pajaritos por su valor actual en el mercado. Finalmente, los costos de servicios se calcularon al multiplicar el costo de cada servicio por su consumo anual.

En cuanto al método matemático de búsqueda para resolver las funciones objetivo y encontrar los valores óptimos de las variables manipuladas, se decidió utilizar el método

de programación cuadrática secuencial con el que cuenta ASPEN, debido a que es el método más moderno para llevar a cabo la optimización de procesos y tiene la capacidad de manejar problemas altamente complejos e interdependientes para encontrar una solución al problema de optimización. Adicionalmente, toda la bibliografía consultada utiliza este método para la resolución de los problemas de optimización y demuestra claramente que se trata del método más adecuado debido a la confiabilidad de los resultados y al tiempo de cálculo reducido para alcanzar una solución óptima. En el Apéndice relacionado con el Método de Programación Cuadrática Secuencial se hace un análisis exhaustivo del método de cálculo y se presenta su estructura matemática fundamental.

El análisis de sensibilidad representó la base para tomar decisiones acerca del planteamiento del problema de optimización y la elección de las variables de proceso a manipular. Una vez estudiadas las cuarenta y cuatro variable de proceso, se encontraron cinco variables de influencia significativa sobre la economía del proceso, junto con 7 variables de influencia pequeña. Debido a la complejidad del problema y al gran tamaño de la planta de producción de etileno, se decidió utilizar únicamente las cinco variables más importantes como variables de decisión para el procedimiento de optimización de la planta. Esta decisión se fundamentó en las recomendaciones bibliográficas acerca del máximo número práctico de variables a manipular, el cual se restringía a 4 variables en la mayoría de los casos. Adicionalmente se trató de realizar una optimización tomando en cuenta las 13 variables del proceso que tenían una influencia sobre su economía, observándose que después de 48 horas de cálculos utilizando un procesador 486 a 66 Mhz no se alcanzó una solución, por lo que se decidió suspender el proceso y restringirse a las 5 variables de mayor influencia.

De acuerdo con el planteamiento matemático de un problema de optimización, el número de restricciones impuestas no puede ser superior al número de variables manipuladas para encontrar una solución. Por esta razón solamente fue posible imponer cinco restricciones al problema de optimización, teniéndose que tomar decisiones importantes sobre los

criterios para elegir las restricciones y la manera de comprobar que no se fueran a violar parámetros de operación de la planta que no pudieran ser contemplados matemáticamente como restricciones.

De acuerdo con lo anterior, y una vez realizado un análisis sobre los resultados obtenidos en los artículos consultados, se pudo observar que de manera sorprendente los parámetros de operación de los equipos no sufrían cambios fuertes al resolverse el problema de optimización, habiendo de esta manera cambios muy pequeños en los flujos dentro de las columnas de destilación, carga térmica de los intercambiadores de calor y gasto de bombas y compresores, pudiéndose deducir que las restricciones importantes al problema no venían dictadas por los equipos de la planta, sino por la pureza de los productos obtenidos y sus especificaciones de diseño.

Partiendo de lo anterior se decidió utilizar como restricciones al problema de optimización las composiciones de los componentes clave en los productos del proceso, con el objeto de garantizar la pureza de los mismos y su valor comercial, tomándose entonces como parámetros restrictivos las siguientes cinco condiciones :

- pureza del producto de etileno
- pureza del producto de propileno
- pureza del producto de mezcla rica en butadieno
- pureza del producto de propano
- composición del producto de gasolina de pirólisis

Una vez definidas las restricciones al problema de optimización, conociendo las variables a manipular y la función objetivo a maximizar o minimizar se procedió a resolver el problema planteado con ayuda del método de programación cuadrática secuencial, obteniéndose resultados para cada función objetivo después de 2 a 3 horas de cálculos y de alrededor de 80 iteraciones por función objetivo.

Una vez conociendo los resultados de cada función objetivo se procedió a hacer un análisis de los resultados para verificar que no se violaran los parámetros de operación de ningún equipo de la planta y determinar la validez de los resultados utilizando las restricciones impuestas. Se verificó que las alteraciones a las condiciones de operación de los equipos eran mínimas, considerándose como correctas las restricciones aplicadas y por lo tanto las soluciones obtenidas.

En este sentido es necesario recalcar que los resultados obtenidos no necesariamente corresponden a los que se obtendrían en la planta real al llevarse a cabo los cambios recomendados, debido a que la simulación no tiene una confiabilidad del 100% y las funciones objetivo no toman en cuenta todos los parámetros que afectan los costos de la planta, sin embargo, las propuestas hacia la modificación de algunas variables de operación llevarían sin duda hacia una mejor operación de la planta, lo cual se reflejaría en los costos de operación y utilidades de la misma. Es importante recalcar que los resultados deben ser confrontados con la realidad de la planta y evaluar la posibilidad de realizar los cambios, tomando en cuenta las restricciones físicas de la misma.

---

# CAPITULO

# 7

---

## RESULTADOS

### 7.1. RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA PLANTA

A continuación se presentarán una serie de tablas con los resultados más representativos de la simulación del proceso de producción de etileno. Estas tablas están divididas en tres grupos. El primero de estos grupos está constituido por las corrientes de los productos de la planta. El segundo grupo de tablas contiene los resultados obtenidos para otras corrientes de importancia dentro de la planta, dentro de las cuales encontramos las corrientes de recirculación y algunas corrientes relevantes que conectan las distintas secciones de la planta. Por último, el tercer grupo contiene los resultados obtenidos para los fondos y domos de las torres de destilación, como de sus respectivos retornos de los rehervidores y condensadores. Esta presentación se hace para mostrar la precisión alcanzada por la simulación en los ciclos más difíciles de converger: aquellos formados entre las torres y sus condensadores y rehervidores.

La presentación de resultados incluye una columna que representa el error entre la simulación y los datos de la planta. En el caso de las composiciones, se reportan los errores para los principales componentes de cada corriente, sin mencionar los errores de los componentes traza, los cuales pueden ser porcentualmente grandes pero que físicamente pueden ser despreciados. En el caso de las temperaturas se presenta un error en forma de diferencia de °F entre los datos calculados y los datos de la planta. Todos los errores que se presentan, salvo para el caso de las temperaturas se calcularon como errores relativos, expresados en forma porcentual.

Resultados de la Simulación de la Planta  
Tabla 1

CORRIENTE	ETILENO A L.B.			PROPANO A L.B.			PROPILENO A L.B.		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	483	483		547	547		556	556	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	4,654240E-06		0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,0001	6,640180E-05		0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,9998	0,998995	0,080631	0	2,748500E-28		0,0001	1,383890E-06	
Etano	0,0001	9,344160E-04		0	0,000000		0,0103	0,000000	
Propino	0	0,000000		0,00635	0,006181		0	4,466200E-21	
Propadieno	0	0,000000		0,00635	0,019938		0	3,191800E-15	
Propileno	0	0,000000		0,1847	0,183066	0,892684	0,9814	0,996673	1,532388
Propano	0	0,000000		0,7939	0,790811	0,390624	0,0083	0,003326	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0069	2,584880E-06		0	2,936100E-28	
Butenos	0	0,000000		0,0015	2,301980E-06		0	6,158500E-28	
Butanos	0	0,000000		0,0002	4,917250E-08		0	3,472100E-28	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	4962,29	4962,290000	0	52,16	52,150000	0,019175	146,1	146,100000	0
P.M.	28,05	28,054730	0,01686	43,68	43,622230	0,132432	41,97	42,087330	0,278777
Temp (°F)	100	100,000000		100	100,000000		100	100,000000	
Presión (psia)	370	370,000000		340	340,000000		285	285,000000	
Densidad (lb/ft3)	2,01	2,243148	10,39379	30,801	29,776630	3,440181	31,681	30,612020	3,492027
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0	0,000000		0	0,000000	

Resultados de la Simulación de la Planta

Tabla 2

CORRIENTE	GAS A QUEMADORES			GASOLINA DE PIROLISIS			MEZCLA DE C4		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	371	371		583	583		584	584	
<b>FRACCION MOL</b>									
Hidrógeno	0,2128	2,117527E-01	0,494586	0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0,0151	0,013929	8,410812	0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,7139	6,933339E-01	2,966262	0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000188		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,0667	0,079864		0,0001	0,000000		0	0,000000	
Etano	0,0015	9,327440E-04		0,0001	0,000000		0	0,000000	
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0,0007	1,115960E-02	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0,0007	5,927080E-03	
Propileno	0	0,000000		0	0,000000		0,0005	0,001018	
Propano	0	0,000000		0	0,000000		0,001	0,004463	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0254	3,653750E-02		0,5729	5,731491E-01	0,043462
Butenos	0	0,000000		0,0015	9,172020E-03		0,248	2,471408E-01	0,347656
Butanos	0	0,000000		0,0037	2,498010E-02		0,1298	1,150199E-01	12,85004
Compuesto C5	0	0,000000		0,2417	0,242593	0,368229	0,0464	0,042039	10,37423
Comp C6.1	0	0,000000		0,2272333	0,228959	0,753672	0	0,000003	
Comp C6.2	0	0,000000		0,2272333	0,228840	0,702019	0	0,000059	
Comp C6.3	0	0,000000		0,2272333	0,228918	0,736027	0	0,000022	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhidrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
<b>FLUJO TOTAL</b>									
Lbmol/h	868,72	830,531900	4,598029	54,69	64,113460	14,6981	137,11	137,110000	0
P.M.	14,16	14,213430	0,375912	79,74	77,367380	3,066693	55,82	55,433990	0,696342
Temp (°F)	100	100,000000		100	100,000000		100	100,000000	
Presión (psia)	112	112,000000		130	130,000000		345	345,000000	
Densidad (lb/ft3)	0,267	0,267497	0,185871	40,527	40,596300	0,170705	37,039	36,173470	2,39272
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0	0,000000		0	0,000000	

## Resultados de la Simulación de la Planta

Tabla 3

CORRIENTE	DOMOS DE TORRE APAGADO			ALIM. LAVADO CAUSTICO			ALIM. SEC. DESMETANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	116	116		222	222		239	239	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,3125	3,129029E-01	0,128762	0,3221	0,322857	0,234469	0,3242	0,323835	0,112681
Monóxido de Carbono	0,004	0,003983	0,430344	0,0043	0,004300	0,010929	0,0044	0,004326	1,714114
Metano	0,0648	6,409900E-02	1,093621	0,0787	0,081507	3,443402	0,0792	0,079173	0,033976
Acetileno	0,0018	0,001867	3,572634	0,0019	0,001927	1,382718	0,0019	0,001911	0,597462
Etileno	0,3108	0,310161	0,205957	0,3294	3,278194E-01	0,482156	0,3314	3,312796E-01	0,036344
Etano	0,2343	2,338681E-01	0,184677	0,2403	0,240035	0,110401	0,2417	0,241644	0,023175
Propino	0,00005	0,000060		0,0001	0,000061		0,0001	1,006010E-04	0,59741
Propadieno	0,00005	0,000060		0,0001	0,000061		0,0001	1,006010E-04	0,59741
Propileno	0,0065	0,006353	2,31274	0,0066	0,006463	2,112807	0,0066	0,006640	0,597619
Propano	0,0017	0,001699	0,031186	0,0017	0,001729	1,680113	0,0017	0,001710	0,597584
1,3-Butadieno	0,004	0,003645	9,729134	0,0041	3,708930E-03	10,54401	0,0041	4,124650E-03	0,597626
Butenos	0,0008	0,000686		0,0008	6,982260E-04		0,0008	8,048090E-04	0,597533
Butanos	0,0008	0,000787		0,0008	3,008390E-04		0,0008	8,048090E-04	0,597533
Compuesto C5	0,0009	0,000871		0,0008	0,000886		0,0009	0,000905	0,597519
Comp C6.1	0,000533	0,000539		0,000666	0,000548		0,000533	0,000671	
Comp C6.2	0,000533	0,000539		0,000666	0,000548		0,000533	0,000671	
Comp C6.3	0,000533	0,000262		0,000666	0,000266		0,000533	0,000671	
Dióxido de Carbono	0,0006	0,000622		0,0006	0,000633		0	0,000000	
Acido Sulfidrico	0,0001	0,000000		0,0001	0,000000		0	0,000000	
Agua	0,0544	0,056996	4,553868	0,0056	0,005151		0,0007	0,000628	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	16185,77	16214,720000	0,178541	15964,78	15937,410000	0,171734	15862,75	15876,410000	0,08604
P.M.	19,44	19,406030	0,175049	19,6	19,477020	0,631411	19,54	19,571690	0,161918
Temp (°F)	110	111,780800		120	120,259300		60	60,004900	
Presión (psia)	23,5	23,500000		251,9	252,000000		557,2	557,200000	
Densidad (lb/ft3)	0,075	0,074365	0,853761	0,821	0,819505	0,182476	2,184	2,218320	1,547117
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		1	1,000000		1	1,000000	

Resultados de la Simulación de la Planta  
Tabla 4

CORRIENTE	HIDROGENO A CONVERTIDOR			REC. METANO A COMPRESION			REC. C2'S A DESETANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	387	387		329	329		404	404	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,9056	9,057439E-01	0,015887	0,1222	0,127190	3,923491	0	0,000014	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0,0096	0,007422		0	0,000000	
Metano	0,0944	9,419980E-02	0,212527	0,4975	0,474615	4,821825	0,0002	0,000155	
Acetileno	0	0,000001		0,0008	0,000822	2,637075	0	0,000000	
Etileno	0	0,000000		0,3008	3,272325E-01	8,07759	0,4541	4,537542E-01	0,076209
Etano	0,0001	5,540800E-05		0,0691	0,062701	10,20558	0,542	0,546071	0,745435
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0	3,882300E-12	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	1,007200E-10	
Propileno	0	0,000000		0	0,000016		0,0037	0,000006	
Propano	0	0,000000		0	0,000002		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0	1,715740E-08		0	0,000000	
Butenos	0	0,000000		0	4,260290E-09		0	0,000000	
Butanos	0	0,000000		0	4,063600E-08		0	0,000000	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	68,92	68,857490	0,090782	526,43	533,183700	1,266674	460,88	426,820900	7,979717
P.M.	3,34	3,338785	0,03639	20,25	19,166060	5,655518	29,19	29,152440	0,12884
Temp (°F)	60	60,000000		100	100,000000		0,7	3,020323	2,32 °F
Presión (psia)	428,8	440,000000		23,9	23,900000		364,1	364,100000	
Densidad (lb/ft3)	0,251	0,259937	3,438215	0,081	0,076586	5,763594	26,696	26,440180	0,967543
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		1	1,000000		0	0,000000	

Resultados de la Simulación de la Planta  
Tabla 5

CORRIENTE	REC. FRAC. ETIL. A ABSORBEDOR			DOMOS FRAC. ETIL A COMPRES.			REC. ETANO A PIROLISIS		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	454	454		467	467		475	475	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	4,734340E-06		0,1241	0,128278	3,25729	0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,0001	6,379760E-05		0,2109	0,208868	0,97296	0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,5697	0,580846	1,918976	0,665	6,628538E-01	0,323782	0,01	7,626710E-03	
Etano	0,4102	4,190852E-01	2,120142	0	0,000000		0,989	0,992366	0,339139
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0	2,302200E-11	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	6,329300E-10	
Propileno	0	0,000000		0	0,000000		0,001	0,000008	
Propano	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Butenos	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Butanos	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	1770,92	1770,920000	0	31,46	31,594400	0,425392	3861,58	3861,580000	0
P.M.	29	28,897700	0,354007	22,71	22,204950	2,274493	30,06	30,054360	0,018766
Temp (°F)	-4,2	-4,964179		30	30,000000		100	100,000000	
Presión (psia)	296	296,911800		255	255,000000		128	129,000000	
Densidad (lb/ft3)	26,383	26,873540	1,825364	1,18	1,186808	0,57364	0,682	0,692338	1,493173
Fración de Vapor V/F	0	0,000000		1	1,000000		1	1,000000	



## Resultados de la Simulación de la Planta

Tabla 6

CORRIENTE	DOMOS DESMETANIZADORA			FONDOS DESMETANIZADORA			DOMOS DESEMETANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	339	339		405	405		403	403	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,2128	2,117630E-01	0,489698	0	0,000000		0	0,000001	
Monóxido de Carbono	0,0151	0,013929	8,408477	0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,6939	6,933218E-01	0,083396	0,0002	0,000002		0,0002	0,000009	
Acetileno	0	0,000148		0,0033	0,003266		0,0032	0,003132	2,155807
Etileno	0,0767	0,079329	3,313803	0,5513	5,498765E-01	0,258876	0,562	5,618665E-01	0,02376
Etano	0,0015	1,509190E-03	0,608936	0,4162	0,416905	0,168984	0,4341	0,434990	0,204671
Propino	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	2,018800E-13	
Propadieno	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	7,470000E-12	
Propileno	0	0,000000		0,0115	0,011560		0,0006	0,000001	
Propano	0	0,000000		0,003	0,002978		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0071	7,181660E-03		0	3,122800E-18	
Butenos	0	0,000000		0,0014	1,401300E-03		0	9,815000E-19	
Butanos	0	0,000000		0,0015	1,401300E-03		0	3,901100E-17	
Compuesto C5	0	0,000000		0,0016	0,001576		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	868,72	830,531100	4,59813	9105,88	9118,313000	0,136352	9306,7	9284,827000	0,235578
P.M.	14,16	14,214550	0,383762	29,58	29,625970	0,155168	28,93	28,924220	0,019983
Temp (°F)	-145,5	-145,500000	0	14,9	13,551260		9,7	10,333580	
Presión (psia)	447	447,000000	0	365	365,000000		348,9	348,900000	
Densidad (lb/ft3)	2,183	2,214202	1,409176	14,283	14,782370	3,378146	2,846	2,924995	2,700688
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0,1051858	0,105186	9,51E-05	1	1,000000	

Resultados de la Simulación de la Planta  
Tabla 7

CORRIENTE	FONDOS DESETANIZADORA			RETORNO REH. DESETANIZADORA			REFLUJO DESETANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	402	402		422	422		409	409	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	5,041000E-28		0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	1,592200E-26		0	0,000000		0	0,000002	
Acetileno	0	0,001708		0	0,002775		0,0028	0,003116	10,13227
Etileno	0	0,000000		0,0001	1,210470E-06		0,4738	4,756966E-01	0,3987
Etano	0,0039	1,864800E-02		0,0074	0,038356		0,5212	0,521182	0,003473
Propino	0,00375	0,004543		0,00435	0,004687	7,194852	0	1,340600E-12	
Propadieno	0,00375	0,004543		0,00435	0,004805	9,473259	0	4,217100E-11	
Propileno	0,3884	0,380849	1,982649	0,4815	0,449972	7,006611	0,0022	0,000004	
Propano	0,11	0,103829	5,943936	0,1287	0,118700	8,424508	0	0,000000	
1,3-Butadieno	0,2061	0,198461	3,849224	0,1713	1,707271E-01	0,335565	0	0,000000	
Butenos	0,0879	0,084541	3,97322	0,074	7,326600E-02	1,001829	0	0,000000	
Butanos	0,0463	0,042602	8,680854	0,0375	3,568120E-02	5,097362	0	0,000000	
Compuesto C5	0,0546	0,052278	4,442638	0,0364	0,036414	0,037074	0	0,000000	
Comp C6.1	0,0316	0,036000		0,0181	0,021262		0	0,000000	
Comp C6.2	0,0316	0,036000		0,0181	0,021808		0	0,000000	
Comp C6.3	0,0316	0,036000		0,0181	0,021545		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	388,73	407,774000	4,670234	9968,92	10496,210000	5,023623	8405,65	8074,225000	4,104728
P.M.	51,99	52,066810	0,147522	49,08	49,058300	0,044233	29,13	29,098150	0,109457
Temp (°F)	194,4	194,400000		194,4	194,961300		9,7	10,599390	0,9 °F
Presión (psia)	365	365,000000		365	365,000000		360	360,000000	
Densidad (lb/ft3)	31,59	29,697130	6,373916	6,198	6,362760	2,589442	25,579	25,809480	0,893005
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		0,5279541	0,518608	1,80219	0	0,000000	

CORRIENTE	DOMOS ABSORBEDOR DA-403			FONDOS ABSORBEDOR DA-403			DOMOS DESPROPANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	460	460		420	420		510	510	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,0003	3,958350E-04		0	0,000014		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,0008	6,232470E-04		0,0002	0,000154		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,5608	0,546807	2,559076	0,4541	4,542564E-01	0,03443	0,0001	1,019850E-06	
Etano	0,4378	4,521735E-01	3,178758	0,542	0,545570	0,654325	0,0076	0,000000	
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0,0069	1,625840E-03	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0,0069	5,244650E-03	
Propileno	0,0004	0,000001		0,0037	0,000005		0,7613	0,782652	2,728185
Propano	0	0,000000		0	0,000000		0,215	0,210475	2,149899
1,3-Butadieno	0	0,000000		0	0,000000		0,0018	6,799580E-07	
Butenos	0	0,000000		0	0,000000		0,0004	6,055390E-07	
Butanos	0	0,000000		0	0,000000		0,0001	1,293490E-08	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	10626,25	10619,800000	0,060736	460,88	446,593000	3,19911	198,25	198,250000	0
P.M.	28,92	28,947500	0,095	29,19	29,151400	0,132412	42,42	42,491090	0,167306
Temp (°F)	-0,2	1,205300	1.4 °F	0,7	1,390181	0.7 °F	50,3	51,584460	
Presión (psia)	303	303,000000		304	304,000000		112	112,000000	
Densidad (lb/ft3)	2,42	2,474496		26,171	26,565160	1,483748	33,107	33,212510	0,317682
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0	0,000000		0	0,000000	

## Resultados de la Simulación de la Planta

Tabla 9

CORRIENTE	FONDOS DESPROPANIZADORA			REFLUJO DESPROPANIZADORA			RETORNO REH. DESPROPANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	503	503		509	509		505	505	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,003591		0	0,000000	
Etileno	0	0,000000		0,0001	1,099690E-06		0	0,000000	
Etano	0	0,000000		0,0076	0,040690		0	0,000000	
Propino	0,0005	0,007604		0,0069	0,008743		0,0009	2,105610E-04	
Propadieno	0,0005	0,004039		0,0069	0,008845		0,0009	3,367210E-05	
Propileno	0,0004	0,000694		0,7613	0,732264	3,965194	0,0008	0,000004	
Propano	0,0007	0,003041		0,215	0,201467	6,71707	0,0015	0,000012	
1,3-Butadieno	0,4188	0,402175	4,133799	0,0018	2,326030E-03		0,4788	4,723727E-01	1,360642
Butenos	0,1789	0,171320	4,424713	0,0004	1,987160E-03		0,2099	2,028324E-01	3,484453
Butanos	0,0945	0,086332	9,461784	0,0001	8,545550E-05		0,1039	9,803300E-02	5,984719
Compuesto C5	0,1114	0,105939	5,154754	0	0,000000		0,0878	0,086813	1,136926
Comp C6.1	0,0645333	0,072953		0	0,000000		0,0384	0,045382	
Comp C6.2	0,0645333	0,072953		0	0,000000		0,0384	0,047578	
Comp C6.3	0,0645333	0,072953		0	0,000000		0,0384	0,046728	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	190,47	201,223500	5,344058	338,28	337,012200	0,376188	634,43	637,725200	0,516712
P.M.	61,94	62,422370	0,772752	42,42	41,962150	1,091102	59,41	60,210840	1,33006
Temp (°F)	182,1	180,653000	1,4 °F	50,3	46,314850	4 °F	182,1	183,430800	1,33 °F
Presión (psia)	130	130,000000		150	150,000000	0	130	130,000000	0
Densidad (lb/ft3)	36,729	34,568360	6,25034	33,35	33,259970	0,270686	2,481	2,577741	3,752937
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		0	0,000000		0,520435666	0,505291	1,514467

Resultados de la Simulación de la Planta  
Tabla 10

CORRIENTE	DOMOS DESBUTANIZADORA			FONDOS DESBUTANIZADORA			REFLUJO DESBUTANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	580	580		572	572		579	579	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etano	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Propino	0,0007	0,011160		0	0,000000		0,0007	1,824860E-04	
Propadieno	0,0007	0,005927		0	0,000000		0,0007	2,776680E-05	
Propileno	0,0005	0,001018		0	0,000000		0,0005	0,000003	
Propano	0,001	0,004463		0	0,000000		0,001	0,000008	
1,3-Butadieno	0,5729	0,573149	0,043462	0,0329	3,653750E-02	9,955525	0,5729	5,634050E-01	1,685289
Butenos	0,248	0,247141	0,347656	0,0015	9,172020E-03		0,248	2,384402E-01	4,009307
Butanos	0,1298	0,115020	12,85004	0,0257	2,498010E-02	2,881894	0,1298	1,217764E-01	6,588797
Compuesto C5	0,0464	0,042039	10,37423	0,2464	0,242593	1,569169	0,0464	0,075053	
Comp C6.1	0	0,000003		0,230333	0,228959	0,600151	0	0,000048	
Comp C6.2	0	0,000059		0,230333	0,228840	0,652509	0	0,000751	
Comp C6.3	0	0,000022		0,230333	0,228918	0,618037	0	0,000305	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhidrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	137,11	137,110000	0	53,35	64,113460	16,78814	56,55	53,040710	6,61622
P.M	55,82	55,433990	0,696342	77,67	77,367380	0,391147	55,82	56,297180	0,847609
Temp (°F)	115,9	114,831800	1.1 °F	246,1	238,124000	8 °F	115,9	118,830300	2.9 °F
Presión (psia)	75	75,000000	0	87	87,000000	0	80	83,000000	3,614458
Densidad (lb/ft3)	35,791	35,496520	0,829602	42,513	35,524110	19,67365	35,947	35,273710	1,908759
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	

Resultados de la Simulación de la Planta

Tabla 11

CORRIENTE	DOMOS FRACCIONADORA ETILENO			FONDOS FRACCIONADORA ETILENO			REFLUJO FRACC. ETILENO		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	453	453		452	452		464	464	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,1341	1,325796E-01	1,146783	0	0,000000		0,0001	0,000185	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,1909	1,962602E-01	2,73117	0	0,000000		0,0116	0,013046	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,665	0,671152	0,916589	0,01	9,215010E-03	8,518602	0,9883	9,867690E-01	0,155153
Etano	0	8,582080E-06		0,989	0,990783	0,179979	0	0,000000	
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Propileno	0	0,000000		0,001	0,000002		0	0,000000	
Propano	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Butenos	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Butanos	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	31,46	31,460000	0	3861,58	3855,130000	0,16731	30181,04	30308,190000	0,419524
P.M.	22,71	22,244410	2,093065	30,06	30,051080	0,029683	27,91	27,892250	0,063638
Temp (°F)	-54,2	-54,348960		21,1	20,693940		-31,5	-30,227830	
Presión (psia)	260	260,000000		300	300,000000		290	290,000000	
Densidad (lb/ft3)	1,664	1,608671	3,439423	25,086	25,722440	2,47426	27,877	28,021580	0,515959
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0	0,000000		0	0,000000	

Resultados de la Simulación de la Planta

Tabla 12

CORRIENTE	RETORNO REH. FRACC. ETILENO			DOMOS FRACC. PROPILENO			FONDOS FRACC. PROPILENO		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	463	463		555	555		549	549	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	4,203500E-28		0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	2,558000E-23		0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,01	0,007645		0,0001	1,383890E-06		0	2,748500E-28	
Etano	0,989	9,923463E-01	0,337211	0,0103	0,000000		0	0,000000	
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0,01635	6,180680E-03	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0,01635	1,993770E-02	
Propileno	0,001	0,000008		0,9814	0,996673	1,532388	0,1647	0,183066	10,03235
Propano	0	0,000000		0,0083	0,003326		0,7939	0,790811	0,390624
1,3-Butadieno	0	0,000000		0	2,936100E-28		0,0069	2,584880E-06	
Butenos	0	0,000000		0	6,158500E-28		0,0015	2,301980E-06	
Butanos	0	0,000000		0	3,472100E-28		0,0002	4,917250E-08	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	39349,26	39053,830000	0,756469	146,1	146,100000	0	52,16	52,150000	0,019175
P.M.	30,06	30,054330	0,018866	41,97	42,087330	0,278777	43,68	43,622230	0,132432
Temp (°F)	21,2	20,852570		119,2	119,672100		143,9	142,346800	
Presión (psia)	300	300,060000		375	290,000000		328,8	328,800000	
Densidad (lb/ft3)	4,349	4,487601	3,088532	30,169	29,235570	3,192789	26,836	26,846740	0,040005
Fracción de Vapor V/F	0,500165442	0,500166		0	0,000000		0	0,000000	

Resultados de la Simulación de la Planta  
Tabla 13

CORRIENTE	REFLUJO FRACC. PROPILENO			RETORNO REH. FRACC. PROPILENO		
	DISEÑO	SIMULACION	ERROR	DISEÑO	SIMULACION	ERROR
	554	554		546	546	
FRACCION MOL						
Hidrógeno	0	0,000000E+00		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	0,000000E+00		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,0001	0,000004		0	7,079900E-28	
Etano	0,0103	5,434100E-02		0	0,000000	
Propino	0	0,000000		0,02635	0,029524	10,74937
Propadieno	0	0,000000		0,02635	0,029693	11,25825
Propileno	0,9814	0,942129	4,168292	0,1447	0,146271	1,074237
Propano	0,0083	0,003525		0,7939	0,782083	1,51103
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0069	7,785880E-03	
Butenos	0	0,000000		0,0015	4,295310E-03	
Butanos	0	0,000000		0,0002	3,484670E-04	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL						
Lbmol/h	2629,8	2596,936000	1,265491	6185,39	6082,781000	1,686876
P.M.	41,97	41,435000	1,291179	43,68	43,697210	0,039385
Temp (°F)	119,2	113,572300	5,6 °F	144,1	145,219700	
Presión (psia)	380	380,000000		328,8	328,800000	
Densidad (lb/ft3)	29,306	29,187180	0,407097	5,779	5,935792	2,641467
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		0,500503606	0,500505	0,000109

## 7.2. RESULTADOS DEL ANALISIS DE SENSIBILIDAD

A continuación se presenta una primera tabla que muestra los resultados resumidos de las variables que se seleccionaron para ser consideradas durante el planteamiento del problema de optimización de la planta de etileno. Se proporciona información sobre la naturaleza de la variable, el equipo con el que se relaciona, el rango de variación y su influencia sobre las utilidades y costos de operación de la planta dentro del rango especificado.

La segunda tabla muestra los resultados resumidos de las variables que tienen una influencia sobre la economía del proceso, pero que no fueron seleccionadas para el planteamiento del problema de optimización, debido a la complejidad del mismo y a la reducida influencia de estas variables sobre los parámetros económicos. Los datos contenidos en esta tabla son idénticos a los de la tabla anterior.

En las siguientes páginas se presentan 2 gráficos que muestran el comportamiento de las utilidades y los costos de operación con respecto a cambios en los valores de las cinco variables utilizadas para la optimización y tres tablas adicionales que muestran cómo la economía del proceso, dentro de los rangos especificados en las páginas que siguen, se ve afectada por los cambios.

La información de esta sección tiene como fin el presentar el comportamiento de los parámetros económicos con respecto a cambios en los valores de las variables de proceso y mostrar la relación de dichos valores con los resultados de la optimización. Los resultados de optimización de la planta de etileno.

## **7.2. RESULTADOS DEL ANALISIS DE SENSIBILIDAD**

A continuación se presenta una primera tabla que muestra los resultados resumidos de las variables que se seleccionaron para ser consideradas durante el plantamiento del problema de optimización de la planta de etileno. Se proporciona información sobre la naturaleza de la variable, el equipo con el que se relaciona, el rango de variación y su influencia sobre las utilidades y costos de operación de la planta dentro del rango especificado.

La segunda tabla muestra los resultados resumidos de las variables que tienen una influencia sobre la economía del proceso, pero que no fueron seleccionadas para el planteamiento del problema de optimización, debido a la complejidad del mismo y a la reducida influencia de estas variables sobre los parámetros económicos. Los datos contenidos en esta tabla son idénticos a los de la tabla anterior.

En las siguientes páginas se presentan 8 gráficas que ilustran el comportamiento de las utilidades y los costos de operación, con respecto a cambios en los valores de las cinco variables utilizadas para la optimización y tres variables adicionales de influencia sobre la economía del proceso, dentro de los rangos establecidos en las primeras dos tablas de esta sección.

La información de esta sección tiene como fin el presentar el comportamiento de los parámetros económicos con respecto a cambios en los valores de las variables de proceso y justificar la elección de dichas cinco variables para ser utilizadas en el planteamiento del problema de optimización de la planta de etileno.

**Tabla 14.**

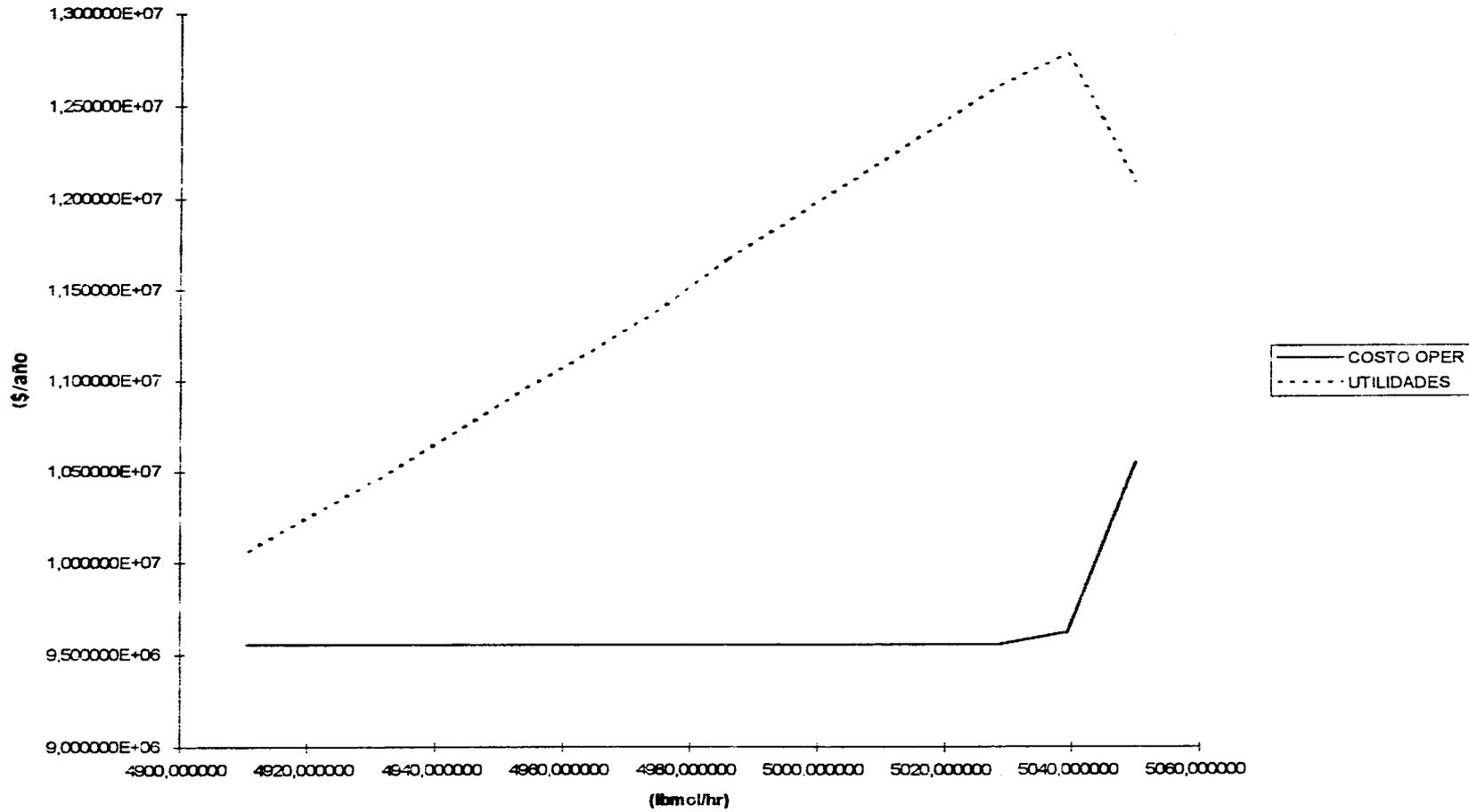
<b>VARIABLES DE INFLUENCIA ECONOMICA SELECCIONADAS PARA LA OPTIMIZACION</b>				
<b>Variable</b>	<b>Equipo</b>	<b>Rango</b>	<b>Influencia Utilidades (S/año)</b>	<b>Influencia Costos Operación (S/año)</b>
Flujo Producto de Etileno	DA-402	4910-5050 lbmol/hr	2721500	1000000
Carga Térmica Rehervidor	DA-301	2.36E7-2.55E7 Btu/hr	2007764	32200
Carga Térmica Rehervidor	DA-405	1.37E6-1.61E6 Btu/hr	1267600	1000
Fracción de Vapor	EA-408	0.535 - 0.99	550300	550300
Fracción de Vapor	EA-307	0.668 - 0.9	491400	491400

**Tabla 15.**

<b>VARIABLES DE INFLUENCIA ECONOMICA NO SELECCIONADAS PARA LA OPTIMIZACION</b>				
<b>Variable</b>	<b>Equipo</b>	<b>Rango</b>	<b>Influencia Utilidades (S/año)</b>	<b>Influencia Costos Operación (S/año)</b>
Temperatura de Descarga	EA-405	87 - 115 °F	239800	239800
Fracción de Vapor	EA-301	0.9972 - 0.9999	181640	181640
Relación de Reflujo	DA-402	29 - 35	155150	57300
Carga Térmica Rehervidor	DA-404	2.81E6-2.95E6	210900	470
Flujo de C2 a Absorbador	DA-402	1615 - 1950 lbmol/hr	29424	111740
Temperatura de Descarga	EA-113	100 - 110 °F	59450	59450
Relación de Reflujo	DA-406	14.5 - 21	17250	16470

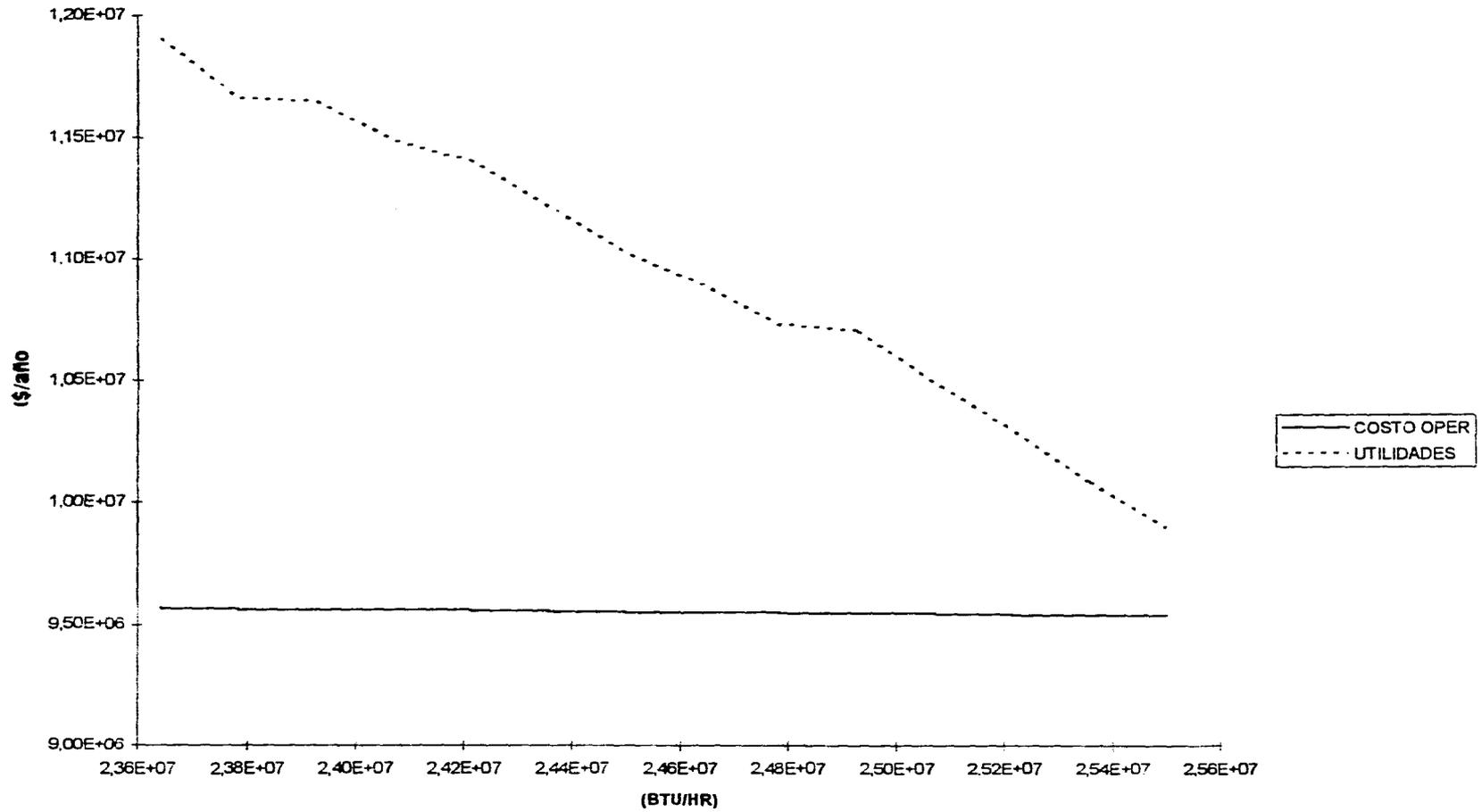
Gráfica 1

INFLUENCIA DEL FLUJO DE PRODUCTO DE ETILENO SOBRE LA ECONOMIA DEL PROCESO



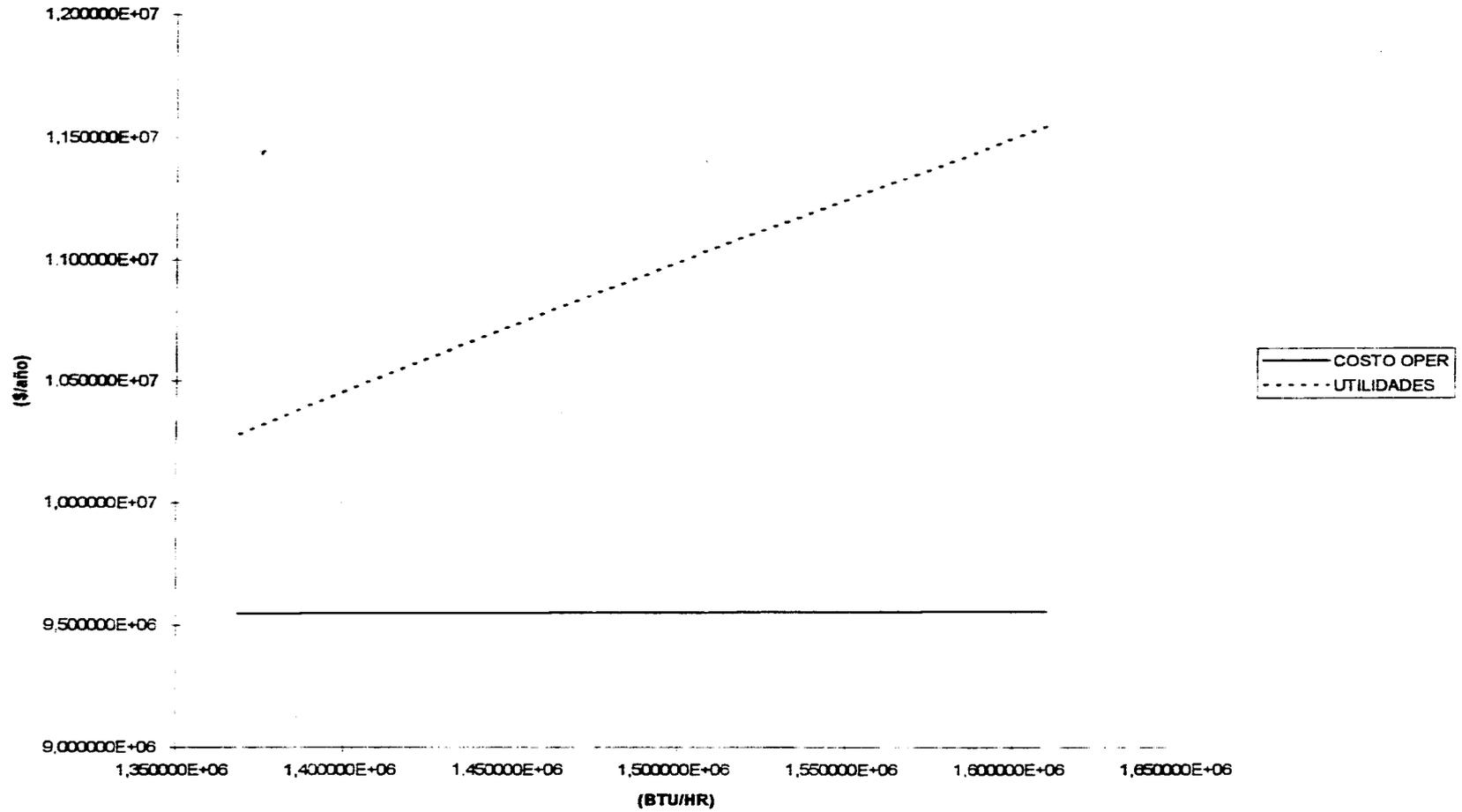
Gráfica 2.

**INFLUENCIA DE LA CARGA TERMICA DEL REHERVIDOR DE DA-301 SOBRE LA ECONOMIA DEL PROCESO**

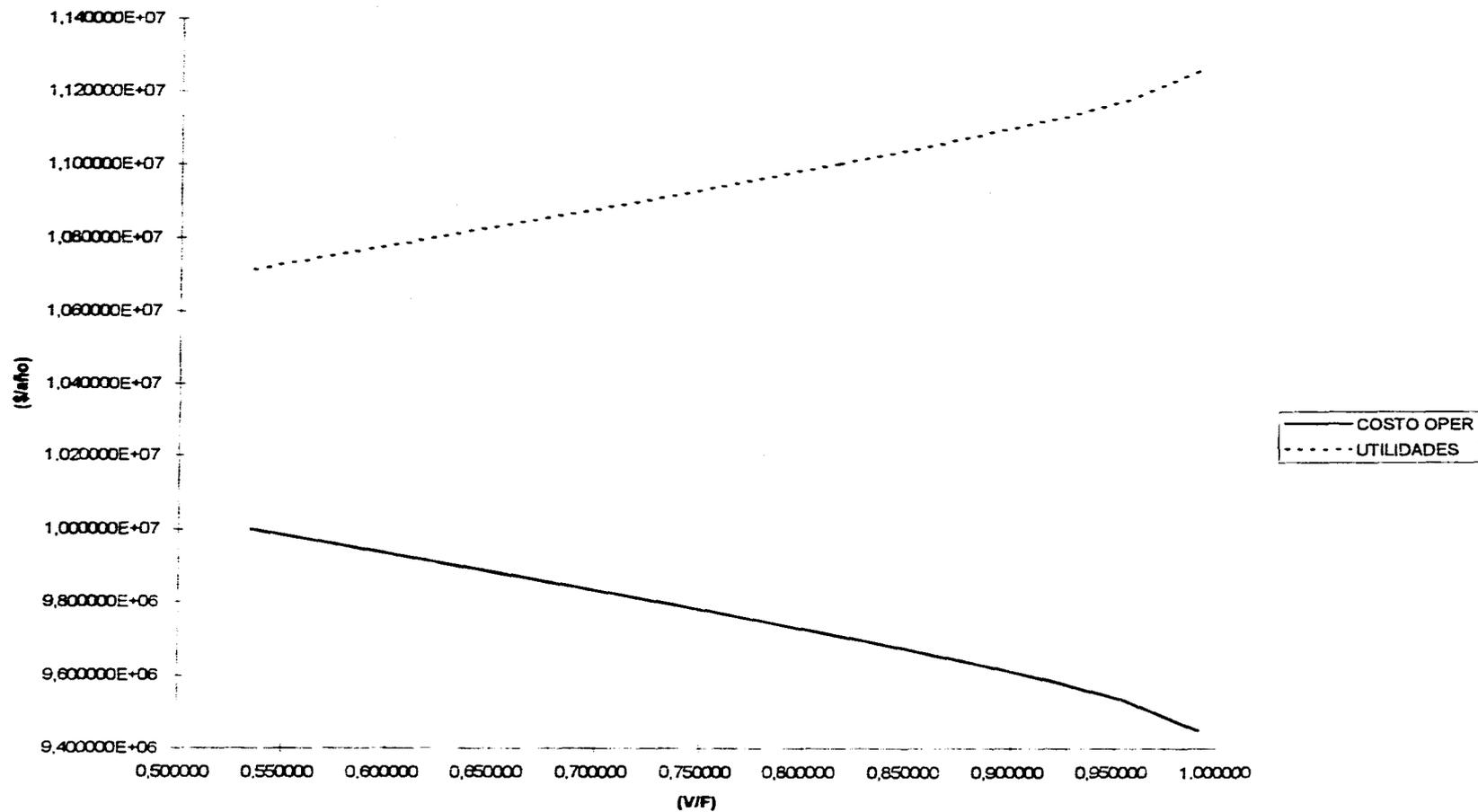


Gráfica 3.

### INFLUENCIA DE LA CARGA TERMICA DEL REHERVIDOR DE DA-405 SOBRE LA ECONOMIA DEL PROCESO

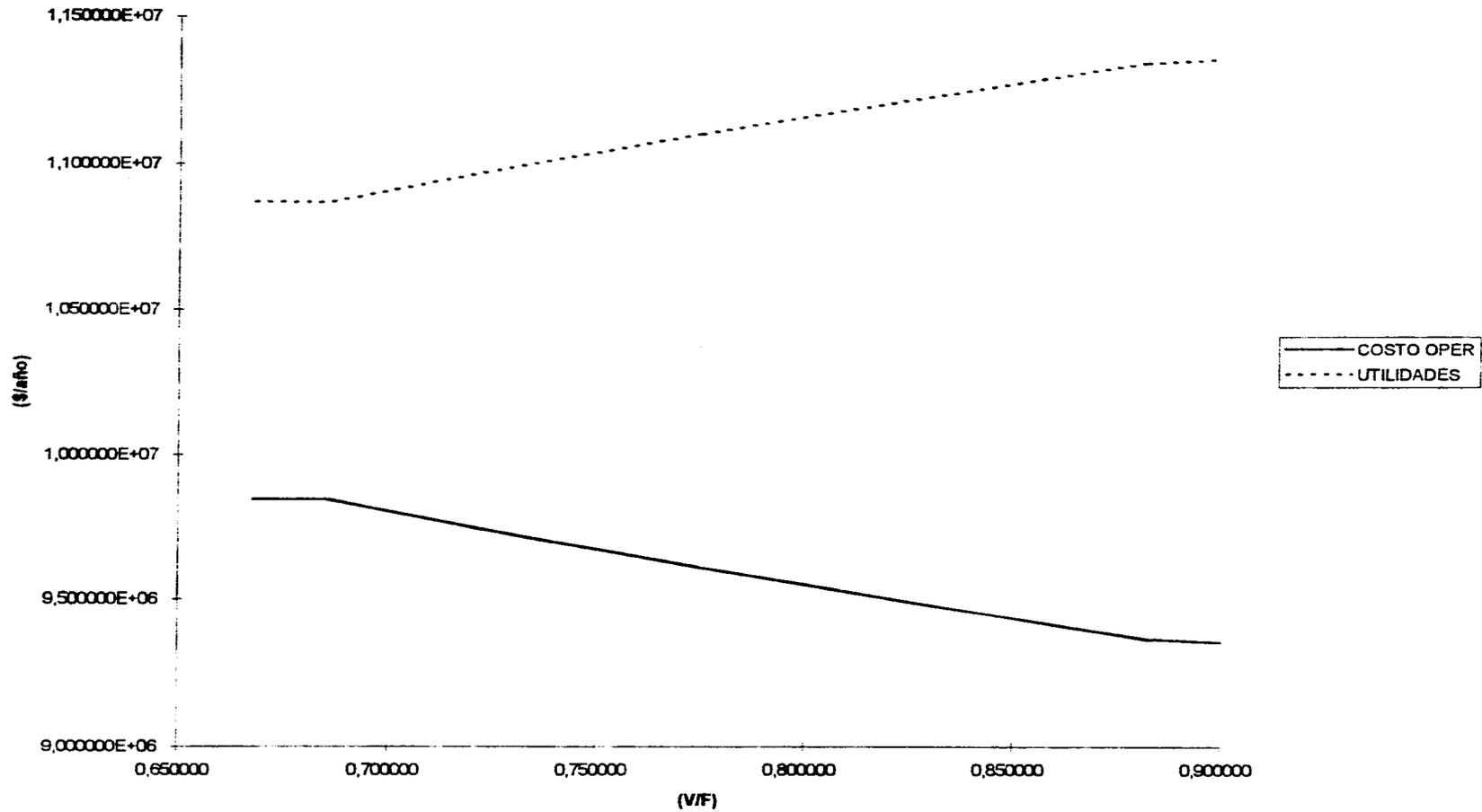


## INFLUENCIA DE LA FRACCION DE VAPOR DE EA-408 SOBRE LA ECONOMIA DEL PROCESO



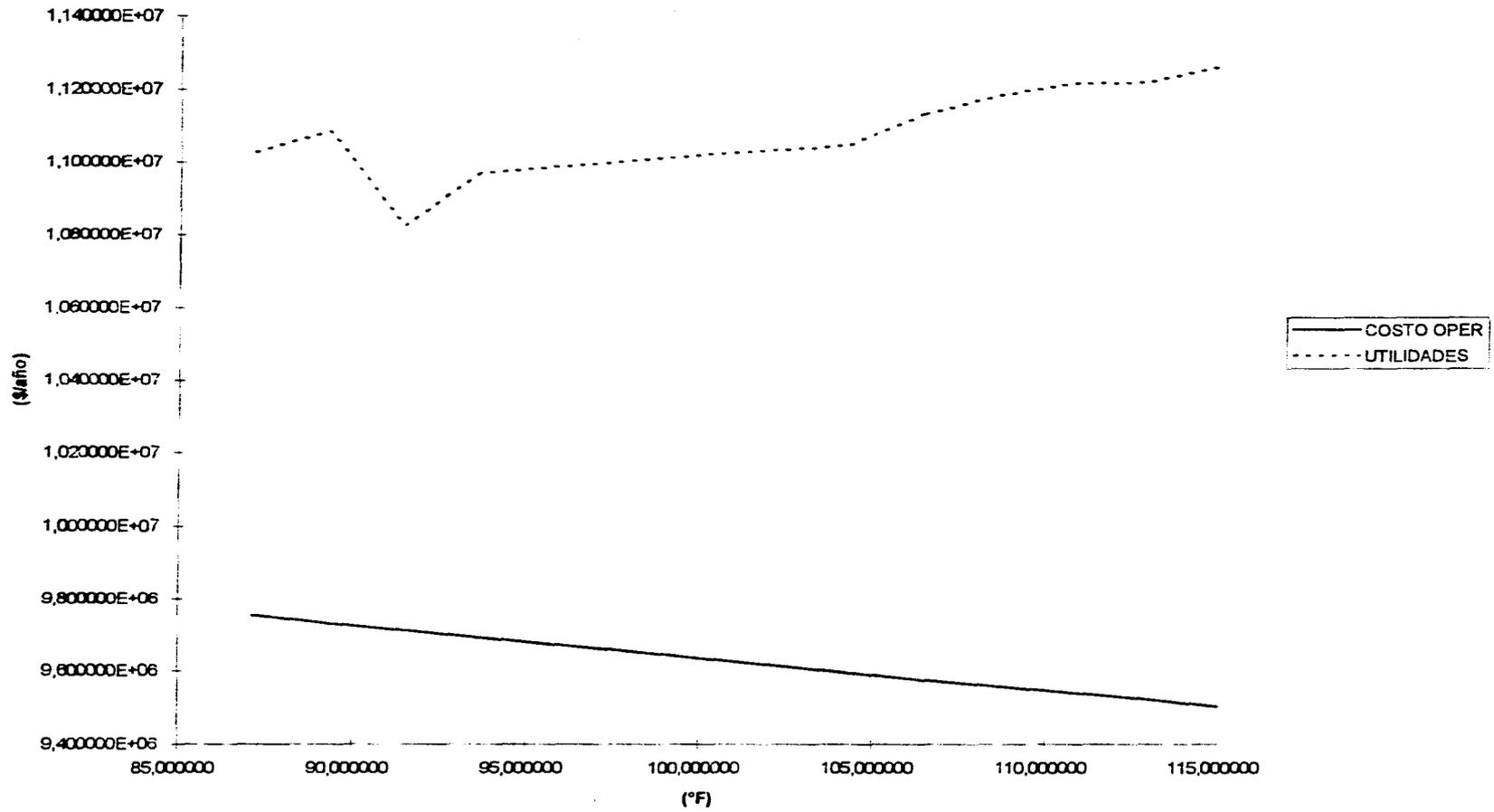
Gráfica 5.

**INFLUENCIA DE LA FRACCION DE VAPOR DE EA-307 SOBRE LA ECONOMIA DEL PROCESO**

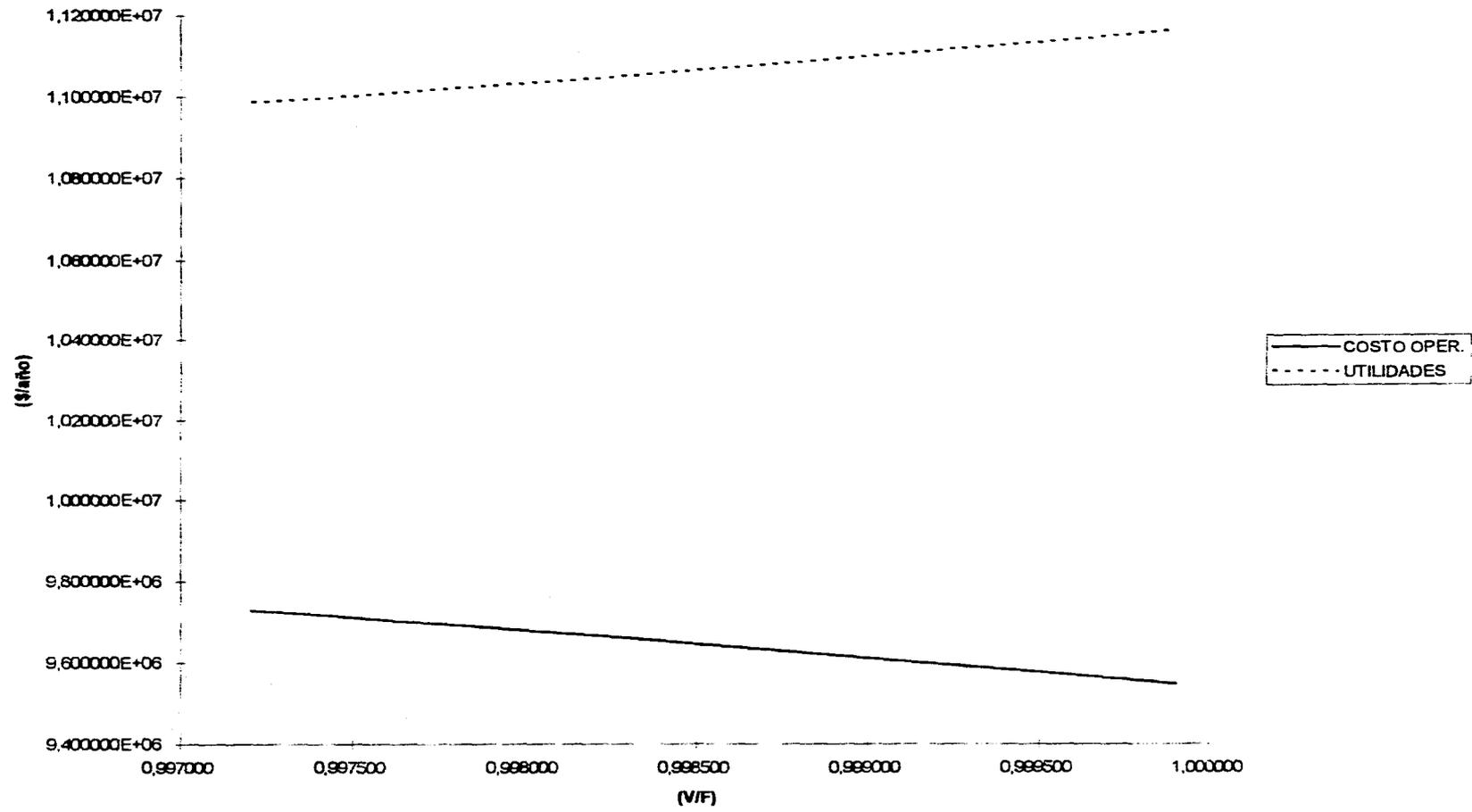


Gráfica 6.

### INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA DE EA-405 SOBRE LA ECONOMIA DEL PROCESO

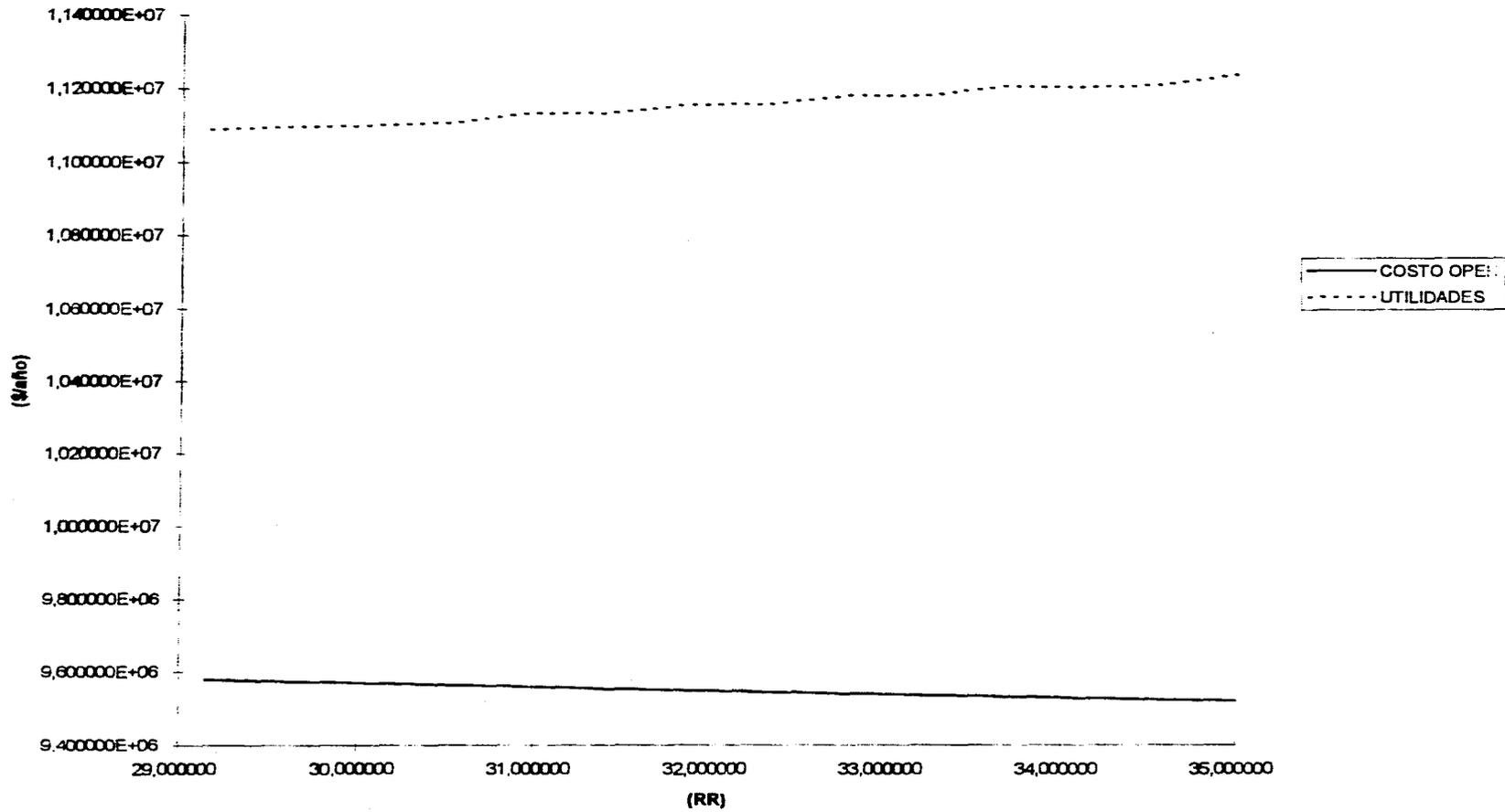


### INFLUENCIA DE LA FRACCION DE VAPOR DE EA-301 SOBRE LA ECONOMIA DEL PROCESO



Gráfica 8.

### INFLUENCIA DE LA RELACION DE REFLUJO DE DA-402 SOBRE LA ECONOMIA DEL PROCESO



### **7.3. RESULTADOS DE LA OPTIMIZACION DE LA PLANTA**

A continuación se muestra una primera tabla que presenta los resultados de mayor importancia relacionados con la optimización de la planta. Contiene información sobre las mejoras alcanzadas al optimizar las utilidades, los costos de operación y el costo unitario de producción de etileno. A su vez, muestra los valores óptimos de las variables de operación que fueron manipuladas para lograr optimizar cada función objetivo.

Las tres siguientes tablas de esta sección presentan los resultados del proceso iterativo para alcanzar una optimización de las tres diferentes funciones objetivo. Estas tablas muestran la evolución de las funciones objetivo y de las variables de proceso manipuladas, hasta alcanzar la convergencia y optimización del sistema.

En la tercera parte se presenta un resumen similar al presentado en los resultados de la simulación, que muestra las características de las corrientes más importantes de la planta, operando a condiciones que maximizan las utilidades de la planta. Tiene el propósito de mostrar las diferencias de estas nuevas condiciones de operación con respecto a las condiciones de diseño de la planta. En estas tablas no se calcula un error, ya que las divergencias entre los resultados obtenidos y los de la planta representan los cambios en la manera de operar para lograr una maximización de las utilidades, de acuerdo con la función objetivo planteada y las restricciones que se han mencionado anteriormente.

**Tabla 16.**

**Resultados Económicos y Operativos de la Optimización de la Planta de Etileno para las tres Funciones Objetivo**

	<b>Utilidades (\$ / año)</b>	<b>Costos de Operación (\$ / año)</b>	<b>Costo Unitario Etileno (\$ / lb)</b>
<b>Aspecto Económico</b>			
Operación Optima	13035330	9236598	0.008365111
Operación Actual	11224250	9497027	0.008613553
<b>Mejora Porcentual</b>	<b>16.135421</b>	<b>2.742216</b>	<b>2.884314986</b>
<b>Aspecto Operacional</b>			
Producto Etileno	4990 lbmol / hr	4900 lbmol / hr	4987 lbmol / hr
Rehervidor DA-301	23699840 Btu / hr	25436058 Btu / hr	23757164 Btu / hr
Rehervidor DA-405	1609399 Btu / hr	1608847 Btu / hr	1609254 Btu / hr
V/F EA-408	0.99	0.99	0.99
V/F EA-307	0.898605	0.893466	0.89999

**Tabla 17.**

**Comparación entre la Operación Actual y los Valores Optimos para las tres Funciones Objetivo**

	<b>Operación Actual</b>	<b>Máximas Utilidades</b>	<b>Mínimo Costo Operación</b>	<b>Mínimo Costo Unitario</b>
<b>Producto Etileno</b>	4962.29 lbmol/hr	4990.0512 lbmol/hr	4900 lbmol/hr	4987 lbmol /hr
<b>Rehervidor DA-301</b>	24539700 Btu/hr	23699840 Btu/hr	25436058 Btu/hr	23757164 Btu/hr
<b>Rehervidor DA-405</b>	1532730 Btu/hr	1609399 Btu/hr	1608847 Btu/hr	1609254 Btu/hr
<b>V/F EA-408</b>	0.943161	0.99	0.99	0.99
<b>V/F EA-307</b>	0.800205	0.898605	0.893466	0.89999

**Tabla 18.**  
**Proceso Iterativo para la Maximización de las Utilidades de la Planta**

<b>Iteración</b>	<b>Utilidades (S / año)</b>	<b>V/F EA-307</b>	<b>QN DA-301</b>	<b>V/F EA-408</b>	<b>Producto Etileno</b>	<b>QN DA-405</b>
0	1.122425E+07	0.800205	2.453970E+07	0.943161	4962.290039	1.532730E+06
1	1.112046E+07	0.801310	2.455033E+07	0.943679	4962.310547	1.533586E+06
2	1.248933E+07	0.900000	2.376529E+07	0.990000	4962.318359	1.610000E+06
3	1.334206E+07	0.900000	2.350000E+07	0.921261	5004.822266	1.610000E+06
4	1.321557E+07	0.900000	2.357953E+07	0.990000	4994.582031	1.610000E+06
5	1.327647E+07	0.895512	2.355567E+07	0.990000	4994.161133	1.609997E+06
6	1.319302E+07	0.895476	2.355725E+07	0.990000	4994.170898	1.609978E+06
7	1.310746E+07	0.900000	2.366962E+07	0.990000	4991.837402	1.608989E+06
8	1.308845E+07	0.900000	2.366986E+07	0.990000	4991.833008	1.608993E+06
9	1.304523E+07	0.899957	2.367041E+07	0.990000	4991.824219	1.608995E+06
10	1.308134E+07	0.897635	2.371933E+07	0.990000	4988.976074	1.609168E+06
11	1.301132E+07	0.897651	2.371898E+07	0.990000	4988.995605	1.609170E+06
12	1.303531E+07	0.898605	2.369984E+07	0.990000	4990.051270	1.609399E+06
13	1.303533E+07	0.898605	2.369984E+07	0.990000	4990.051270	1.609399E+06

**Tabla 19.****Proceso Iterativo para la Minimización de Costos de Operación**

ITERACION	FUNCION OBJETIVO	V/F EA-307	QN DA-301	V/F EA-408	PROD. ETILENO	QN DA-405
0	9497027	0.80020469	24539700	0.94316053	4962.290039	1532730
1	9236650	0.89999998	25500000	0.99000001	4963.812988	1610000
2	9236801	0.89338911	25468038	0.99000001	4900	1608583.75
3	9236472	0.89322007	25435622	0.99000001	4900	1608804.375
4	9236589	0.89346588	25436058	0.99000001	4900	1608847.75
5	9236598	0.89346588	25436058	0.99000001	4900	1608847.75

**Tabla 20.****Proceso Iterativo para la Minimización del Costo Unitario de Producción de Etileno**

ITERACION	FUNCION OBJETIVO	V/F EA-307	QN DA-301	V/F EA-408	PROD. ETILENO	QN DA-405
0	0.008613553	0.80020469	24539700	0.94316053	4962.290039	1532730
1	0.008373897	0.89999998	25227636	0.99000001	4964.136719	1610000
2	0.008400632	0.89999998	24271066	0.99000001	4961.323242	1610000
3	0.008392606	0.88082695	23944044	0.99000001	4978.831055	1610000
4	0.008331635	0.88653237	23500000	0.99000001	5009.525391	1610000
5	0.008357887	0.89999998	23754632	0.99000001	4991.746094	1609363.875
6	0.00835795	0.89999998	23756356	0.99000001	4991.705566	1609365.625
7	0.008365109	0.89999998	23757164	0.99000001	4987.638672	1609254.5
8	0.008365111	0.89999998	23757164	0.99000001	4987.638672	1609254.5

Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta  
Tabla 21

CORRIENTE	ETILENO A L.B.			PROPANO A L.B.			PROPILENO A L.B.		
	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.
	483	483		547	547		556	556	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	4,544000E-06		0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,0001	6,653570E-05		0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,9998	0,999003	0,0798	0	2,778800E-28		0,0001	1,405160E-06	
Etano	0,0001	9,261220E-04		0	0,000000		0,0103	0,000000	
Propino	0	0,000000		0,00635	0,006183		0	4,468800E-21	
Propadieno	0	0,000000		0,00635	0,019928		0	3,193000E-15	
Propileno	0	0,000000		0,1847	0,183080	0,884639	0,9814	0,996662	1,531331
Propano	0	0,000000		0,7939	0,790805	0,391437	0,0083	0,003336	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0069	2,586830E-06		0	2,937900E-28	
Butenos	0	0,000000		0,0015	2,303650E-06		0	6,164400E-28	
Butanos	0	0,000000		0,0002	4,921360E-08		0	3,472700E-28	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	4962,29	4990,051000	0,556327	52,16	52,142720	0,03314	146,1	146,100000	0
P.M.	28,05	28,054710	0,016789	43,68	43,622230	0,132432	41,97	42,087350	0,278825
Temp (°F)	100	100,000000		100	100,000000		100	100,000000	
Presión (psia)	370	370,000000		340	340,000000		285	285,000000	
Densidad (lb/ft3)	2,01	2,243146	10,39371	30,801	29,776630	3,440181	31,681	30,612010	3,492061
Fraccion de Vapor V/F	1	1,000000		0	0,000000		0	0,000000	

## Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta

Tabla 22

CORRIENTE	GAS A QUEMADORES			GASOLINA DE PIROLISIS			MEZCLA DE C4		
	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.
	371	371		583	583		584	584	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,2128	2,209263E-01	3,678285	0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0,0151	0,014532	3,912191	0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,7139	7,232968E-01	1,299162	0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000056		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,0667	0,040621		0,0001	0,000000		0	0,000000	
Etano	0,0015	5,682140E-04		0,0001	0,000000		0	0,000000	
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0,0007	1,080920E-02	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0,0007	5,745910E-03	
Propileno	0	0,000000		0	0,000000		0,0005	0,000995	
Propano	0	0,000000		0	0,000000		0,001	0,004355	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0254	1,716220E-03		0,5729	5,709966E-01	0,333347
Butenos	0	0,000000		0,0015	4,119930E-04		0,248	2,433693E-01	1,902746
Butanos	0	0,000000		0,0037	2,994270E-03		0,1298	1,214641E-01	6,862851
Compuesto C5	0	0,000000		0,2417	0,257153	6,00919	0,0464	0,042180	10,00422
Comp C6.1	0	0,000000		0,2272333	0,245968	7,616798	0	0,000003	
Comp C6.2	0	0,000000		0,2272333	0,245834	7,566404	0	0,000060	
Comp C6.3	0	0,000000		0,2272333	0,245922	7,599592	0	0,000022	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	868,72	796,081500	9,124505	54,69	59,679780	8,360922	137,11	141,550000	3,136701
P.M.	14,16	13,614190	4,009126	79,74	78,925580	1,031883	55,82	55,463490	0,642783
Temp (°F)	100	100,000000		100	100,000000		100	100,000000	
Presión (psia)	112	112,000000		130	130,000000		345	345,000000	
Densidad (lb/ft3)	0,267	0,255971	4,30865	40,527	40,828000	0,737239	37,039	36,164510	2,418089
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0	0,000000		0	0,000000	

Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta

Tabla 23

CORRIENTE	DOMOS DE TORRE APAGADO			ALIM. LAVADO CAUSTICO			ALIM. SEC. DESMETANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.
	116	116		222	222		239	239	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,3125	3,129028E-01	0,12873	0,3221	0,322871	0,238826	0,3242	0,323835	0,112681
Monóxido de Carbono	0,004	0,003983	0,430344	0,0043	0,004301	0,013487	0,0044	0,004326	1,714114
Metano	0,0648	6,409900E-02	1,093621	0,0787	0,081481	3,412591	0,0792	0,079173	0,033976
Acetileno	0,0018	0,001867	3,572634	0,0019	0,001927	1,385277	0,0019	0,001911	0,597462
Etileno	0,3108	0,310161	0,20599	0,3294	3,278257E-01	0,480225	0,3314	3,312796E-01	0,036344
Etano	0,2343	2,338680E-01	0,18472	0,2403	0,240040	0,108232	0,2417	0,241644	0,023175
Propino	0,00005	0,000060		0,0001	0,000061		0,0001	1,006010E-04	0,59741
Propadieno	0,00005	0,000060		0,0001	0,000061		0,0001	1,006010E-04	0,59741
Propileno	0,0065	0,006353	2,311613	0,0066	0,006464	2,110437	0,0066	0,006640	0,597619
Propano	0,0017	0,001699	0,030009	0,0017	0,001729	1,682956	0,0017	0,001710	0,597584
1,3-Butadieno	0,004	0,003645	9,728833	0,0041	3,708990E-03	10,54222	0,0041	4,124650E-03	0,597626
Butenos	0,0008	0,000686		0,0008	6,982380E-04		0,0008	8,048090E-04	0,597533
Butanos	0,0008	0,000787		0,0008	8,008310E-04		0,0008	8,048090E-04	0,597533
Compuesto C5	0,0009	0,000871		0,0008	0,000886		0,0009	0,000905	0,597519
Comp C6.1	0,000533	0,000539		0,000666	0,000548		0,000533	0,000671	
Comp C6.2	0,000533	0,000539		0,000666	0,000548		0,000533	0,000671	
Comp C6.3	0,000533	0,000262		0,000666	0,000266		0,000533	0,000671	
Dióxido de Carbono	0,0006	0,000622		0,0006	0,000633		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0,0001	0,000000		0,0001	0,000000		0	0,000000	
Agua	0,0544	0,056996	4,554371	0,0056	0,005151		0,0007	0,000628	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	16185,77	16214,730000	0,178603	15964,78	15937,060000	0,173934	15862,75	15876,410000	0,08604
P.M.	19,44	19,406030	0,175049	19,6	19,476980	0,631617	19,54	19,571690	0,161918
Temp (°F)	110	111,780900	1,78 °F	120	120,259500		60	60,004900	
Presión (psia)	23,5	23,500000		251,9	252,000000		557,2	557,200000	
Densidad (lb/ft3)	0,075	0,074365	0,853896	0,821	0,819502	0,182782	2,184	2,218320	1,547117
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		1	1,000000		1	1,000000	

Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta  
Tabla 24

CORRIENTE	HIDROGENO A CONVERTIDOR			REC. METANO A COMPRESION			REC C2'S A DESETANIZADORA		
	DISENO	SIMULACION	DIFEREN.	DISENO	SIMULACION	DIFEREN.	DISENO	SIMULACION	DIFEREN.
	387	387		329	329		404	404	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,9056	9,057457E-01	0,016086	0,1222	0,127191	3,923642	0	0,000014	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0,0096	0,007423		0	0,000000	
Metano	0,0944	9,419800E-02	0,214442	0,4975	0,474623	4,820036	0,0002	0,000155	
Acetileno	0	0,000001		0,0008	0,000822	2,63589	0	0,000000	
Etileno	0	0,000000		0,3008	3,272260E-01	8,075764	0,4541	4,559120E-01	0,397445
Etano	0,0001	5,540620E-05		0,0691	0,062699	10,20927	0,542	0,543914	0,351876
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0	5,277800E-12	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	8,607600E-11	
Propileno	0	0,000000		0	0,000016		0,0037	0,000005	
Propano	0	0,000000		0	0,000002		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0	1,715640E-08		0	0,000000	
Butenos	0	0,000000		0	4,259980E-09		0	0,000000	
Butanos	0	0,000000		0	4,063130E-08		0	0,000000	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	68,92	68,857500	0,090767	526,43	533,190100	1,267859	460,88	443,058400	4,022404
P.M.	3,34	3,338759	0,037169	20,25	19,165950	5,656125	29,19	29,148080	0,143817
Temp (°F)	60	60,000000		100	100,000000		0,7	2,922554	2,22 °F
Presión (psia)	428,8	440,000000		23,9	23,900000		364,1	364,100000	
Densidad (lb/ft3)	0,251	0,259935	3,437435	0,081	0,076585	5,764284	26,696	26,444500	0,951048
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		1	1,000000		0	0,000000	

Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta  
Tabla 25

CORRIENTE	REC. FRAC. ETIL. A ABSORBEDOR			DOMOS FRAC. ETIL A COMPRES.			REC. ETANO A PIROLISIS		
	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.
	454	454		467	467		475	475	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	5,093460E-06		0,1241	0,130406	4,835375	0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,0001	6,675700E-05		0,2109	0,197906	6,565528	0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,5697	0,450246	26,53086	0,665	6,716795E-01	0,994448	0,01	1,064850E-02	
Etano	0,4102	5,496822E-01	25,37506	0	0,000008		0,989	0,989350	0,035326
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0	1,733300E-13	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	1,050100E-11	
Propileno	0	0,000000		0	0,000000		0,001	0,000002	
Propano	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Butenos	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Butanos	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	1770,92	1770,920000	0	31,46	31,275960	0,588439	3861,58	3860,984000	0,015436
P.M.	29	29,160920	0,551834	22,71	22,281240	1,924309	30,06	30,048200	0,03927
Temp (°F)	-4,2	-0,064797	4,13 °F	30	30,000000		100	100,000000	
Presión (psia)	296	296,788300		255	255,000000		128	129,000000	
Densidad (lb/ft3)	26,383	26,683320	1,125497	1,18	1,191687	0,980711	0,682	0,692153	1,466929
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		1	1,000000		1	1,000000	

## Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta

Tabla 26

CORRIENTE	DOMOS DESMETANIZADORA			FONDOS DESMETANIZADORA			DOMOS DESETANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.
	339	339		405	405		403	403	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,2128	2,209263E-01	3,678285	0	0,000000		0	0,000001	
Monóxido de Carbono	0,0151	0,014532	3,912191	0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0,6939	7,232968E-01	4,064279	0,0002	0,000004		0,0002	0,000011	
Acetileno	0	0,000056		0,0033	0,003262		0,0032	0,003127	2,324035
Etileno	0,0767	0,040621	88,81673	0,5513	5,514721E-01	0,031207	0,562	5,635111E-01	0,268158
Etano	0,0015	5,682140E-04	163,985	0,4162	0,415423	0,187062	0,4341	0,433349	0,173394
Propino	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	2,272400E-13	
Propadieno	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	8,424100E-12	
Propileno	0	0,000000		0,0115	0,011516		0,0006	0,000001	
Propano	0	0,000000		0,003	0,002966		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0071	7,154630E-03		0	3,507100E-18	
Butenos	0	0,000000		0,0014	1,396030E-03		0	1,103000E-18	
Butanos	0	0,000000		0,0015	1,396020E-03		0	4,475300E-17	
Compuesto C5	0	0,000000		0,0016	0,001571		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0,0009	0,001163		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0,0009	0,001163		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0,0009	0,001163		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	868,72	796,081500	9,124505	9105,88	9152,762000	0,512217	9306,7	9315,678000	0,096375
P.M.	14,16	13,614190	4,009126	29,58	29,620180	0,135651	28,93	28,920900	0,031465
Temp (°F)	-145,5	-139,352400	6,15 °F	14,9	13,478430	1,4 °F	9,7	10,266630	
Presión (psia)	447	447,000000	0	365	365,000000		348,9	348,900000	
Densidad (lb/ft3)	2,183	2,274242	4,011974	14,283	14,782320	3,377819	2,846	2,925038	2,702119
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0,1051858	0,105186	9,51E-05	1	1,000000	

Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta  
Tabla 27

CORRIENTE	FONDOS DESETANIZADORA			DOMOS ABSORBEDOR DA-403			FONDOS ABSORBEDOR DA-403		
	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.
	402	402		460	460		420	420	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	0,000000		0,0003	3,864670E-04		0	0,000014	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	0,000000		0,0008	6,233150E-04		0,0002	0,000155	
Acetileno	0	0,001781		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0	5,034290E-07		0,5608	0,548578	2,228035	0,4541	4,559614E-01	0,408236
Etano	0,0039	0,018619		0,4378	4,504119E-01	2,800081	0,542	0,543865	0,342824
Propino	0,00375	0,004543		0	0,000000		0	0,000000	
Propadieno	0,00375	0,004543		0	0,000000		0	0,000000	
Propileno	0,3884	0,380830	1,987656	0,0004	0,000001		0,0037	0,000005	
Propano	0,11	0,103824	5,948528	0	0,000000		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0,2061	0,198452	3,853724	0	0,000000		0	0,000000	
Butenos	0,0879	0,084537	3,977771	0	0,000000		0	0,000000	
Butanos	0,0463	0,042600	8,685446	0	0,000000		0	0,000000	
Compuesto C5	0,0546	0,052275	4,447033	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0,0316	0,035998		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0,0316	0,035998		0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0,0316	0,035998		0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhidrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	388,73	407,791700	4,674372	10626,25	10652,900000	0,250167	460,88	442,467200	4,161393
P.M.	51,99	52,065530	0,145067	28,92	28,944200	0,083609	29,19	29,147980	0,144161
Temp (°F)	194,4	194,400000		-0,2	1,134577	1,3 °F	0,7	1,324354	0,6 °F
Presión (psia)	365	365,000000		303	303,000000		304	304,000000	
Densidad (lb/ft3)	31,59	29,696980	6,374453	2,42	2,474578		26,171	26,567790	1,4935
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		1	1,000000		0	0,000000	

Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta

Tabla 28

CORRIENTE	DOMOS DESPROPANIZADORA			FONDOS DESPROPANIZADORA			DOMOS DESBUTANIZADORA		
	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.
	510	510		503	503		580	580	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,0001	1,035570E-06		0	0,000000		0	0,000000	
Etano	0,0076	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Propino	0,0069	1,626170E-03		0,0005	0,007603		0,0007	0,010809	
Propadieno	0,0069	5,241460E-03		0,0005	0,004042		0,0007	0,005746	
Propileno	0,7613	0,782670	2,73041	0,0004	0,000700		0,0005	0,000995	
Propano	0,215	0,210460	2,157228	0,0007	0,003063		0,001	0,004355	
1,3-Butadieno	0,0018	6,804000E-07		0,4188	0,402162	4,137113	0,5729	0,570997	0,333347
Butenos	0,0004	6,059160E-07		0,1789	0,171314	4,428004	0,248	0,243369	1,902746
Butanos	0,0001	1,294440E-08		0,0945	0,086329	9,465207	0,1298	0,121464	6,862851
Compuesto C5	0	0,000000		0,1114	0,105936	5,15803	0,0464	0,042180	10,00422
Comp C6.1	0	0,000000		0,0645333	0,072950		0	0,000003	
Comp C6.2	0	0,000000		0,0645333	0,072950		0	0,000060	
Comp C6.3	0	0,000000		0,0645333	0,072950		0	0,000022	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	198,25	198,242700	0,003682	190,47	201,229800	5,347021	137,11	141,550000	3,136701
P.M.	42,42	42,491060	0,167235	61,94	62,421760	0,771782	55,82	55,463490	0,642783
Temp (°F)	50,3	51,584240	1,3 °F	182,1	180,647000	1,45 °F	115,9	114,935400	0,96 °F
Presión (psia)	112	112,000000		130	130,000000		75	75,000000	0
Densidad (lb/ft³)	33,107	33,212540	0,317772	36,729	34,568430	6,250125	35,791	35,483140	0,867623
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	

## Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta

Tabla 29

CORRIENTE	FONDOS DESBUTANIZADORA			DOMOS FRACCIONADORA ETILENO			FONDOS FRACCIONADORA ETILENO		
	DISENO	SIMULACION	DIFEREN.	DISENO	SIMULACION	DIFEREN.	DISENO	SIMULACION	DIFEREN.
	572	572		453	453		452	452	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	0,000000		0,1341	1,305699E-01	2,703609	0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	0,000000		0,1909	1,979350E-01	3,554197	0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0	0,000000		0,665	0,671486	0,965888	0,01	1,063890E-02	6,00532
Etano	0	0,000000		0	9,203760E-06		0,989	0,989359	0,036296
Propino	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Propadieno	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Propileno	0	0,000000		0	0,000000		0,001	0,000002	
Propano	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0,0329	1,716220E-03		0	0,000000		0	0,000000	
Butenos	0,0015	4,119930E-04		0	0,000000		0	0,000000	
Butanos	0,0257	2,994270E-03		0	0,000000		0	0,000000	
Compuesto C5	0,2464	0,257153	4,181483	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0,230333	0,245968	6,356594	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0,230333	0,245834	6,305513	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0,230333	0,245922	6,339154	0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	53,35	59,679780	10,60624	31,46	31,270160	0,607096	3861,58	3860,814000	0,01984
P.M.	77,67	78,925580	1,59084	22,71	22,276620	1,945448	30,06	30,048220	0,039204
Temp (°F)	246,1	252,864300	6,75 °F	-54,2	-54,298230		21,1	20,620040	0,48 °F
Presión (psia)	87	87,000000	0	260	260,000000		300	300,000000	
Densidad (lb/ft3)	42,513	35,233230	20,66166	1,664	1,611998	3,225935	25,086	25,726060	2,487983
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		1	1,000000		0	0,000000	

## Resultados de la Optimización de las Utilidades de la Planta

Tabla 30

CORRIENTE	DOMOS FRACC. PROPILENO			FONDOS FRACC. PROPILENO		
	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.	DISEÑO	SIMULACION	DIFEREN.
	555	555		549	549	
FRACCION MOL						
Hidrógeno	0	0,000000		0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000	
Metano	0	0,000000		0	0,000000	
Acetileno	0	0,000000		0	0,000000	
Etileno	0,0001	1,405160E-06		0	2,778800E-28	
Etano	0,0103	0,000000		0	0,000000	
Propino	0	0,000000		0,01635	6,182580E-03	
Propadieno	0	0,000000		0,01635	1,992760E-02	
Propileno	0,9814	0,996662	1,531331	0,1647	0,183080	10,03952
Propano	0,0083	0,003336		0,7939	0,790805	0,391437
1,3-Butadieno	0	2,937900E-28		0,0069	2,586830E-06	
Butenos	0	6,164400E-28		0,0015	2,303650E-06	
Butanos	0	3,472700E-28		0,0002	4,921360E-08	
Compuesto C5	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL						
Lbmol/h	146,1	146,100000	0	52,16	52,142720	0,03314
P.M.	41,97	42,087350	0,278825	43,68	43,622230	0,132432
Temp (°F)	119,2	119,672200		143,9	142,346400	1,55 °F
Presión (psia)	375	290,000000		328,8	328,800000	
Densidad (lb/ft3)	30,169	29,235550	3,192859	26,836	26,846760	0,040079
Fracción de Vapor V/F	0	0,000000		0	0,000000	

---

# CAPITULO

## 8

---

### ANALISIS DE RESULTADOS

Los resultados de la simulación de la planta muestran de manera clara que el simulador es capaz de representar el proceso de producción de etileno con una gran precisión y confiabilidad.

En el caso de los productos de la planta se encuentran errores menores al 2% en las composiciones de los compuestos principales de cada corriente, sin rebasar un error superior al 13% en compuestos secundarios de las corrientes. Estos errores de los compuestos secundarios, aunque porcentualmente grandes, no le restan validez a la representación de la planta, ya que se encuentran en concentraciones muy bajas que afectan en poca medida el comportamiento y características de las corrientes a las cuales pertenecen.

Los resultados de las corrientes de recirculación y de interconexión entre las secciones de la planta ilustran que es posible evitar la acumulación de errores en la simulación de procesos grandes y complejos, si se escoge una metodología adecuada para su

representación y minimización de errores, tal como puede ser la utilizada en este trabajo, al ir representando la planta etapa por etapa y añadir secciones una vez que las secciones anteriores se han representado satisfactoriamente. Los resultados muestran que en general es posible alcanzar errores menores al 4%, tanto en composición como en flujo, para estas corrientes importantes de recirculación e interconexión dentro de la planta.

Los resultados relacionados con los productos de las torres de destilación, los reflujos y los retornos de los rehervidores demuestran la gran capacidad del simulador para representar procesos de separación multietapas de manera rigurosa, pudiéndose alcanzar errores cercanos al 5% para todos los productos de los domos y fondos de las torres de destilación de la planta. Este es un hecho de gran importancia, ya que las primeras torres realizan la separación de mezclas complejas de compuestos en condiciones de operación muy lejanas a las condiciones ambientales y en algunas ocasiones en regiones cercanas a los puntos críticos de las mezclas, por lo que conllevan un alto grado de dificultad para lograr representarlas adecuadamente. Por otra parte, las torres finales de la secuencia de separación separan pocos compuestos pero cuentan con un gran número de etapas debido a la dificultad de la separación de las mezclas etano - etileno y propano - propileno y su representación adecuada es indispensable para que los productos de la planta cumplan con las especificaciones de diseño.

Cabe mencionar que no es posible tener una certeza sobre la representación adecuada de las temperaturas intermedias en las torres de destilación, ni de los flujos internos de vapor y líquido dentro de las mismas, sin embargo, los buenos resultados obtenidos en los domos y en los fondos proporcionan un alto grado de confianza de que los flujos internos de las torres y las temperaturas de los platos se tienen que encontrar muy cercanas a las de la planta.

Para las corrientes de reflujo y de retorno de los rehervidores se logró alcanzar excelentes resultados con errores máximos de alrededor del 10% para compuestos no relevantes dentro de las mezclas, pudiéndose superar la precisión de la simulación en relación con

trabajos anteriores. Esto se debe a la elección correcta de la ecuación de estado que representa la base de los cálculos termodinámicos y a la utilización de métodos rigurosos para la representación de los procesos de separación.

Los resultados del análisis de sensibilidad muestran que únicamente una cuarta parte de las variables del proceso estudiadas tienen una influencia sobre la economía del proceso, ya sea sobre las utilidades, los costos de operación o ambos. De las doce variables de influencia económica, solamente cinco tienen un fuerte peso sobre las utilidades y los costos de operación.

Con respecto a la aseveración anterior, es importante mencionar que el planteamiento de funciones de decisión más precisas, tales como los costos de operación o las utilidades de la planta, las cuales tomen en cuenta más aspectos de la misma, podrían arrojar variables adicionales de importancia económica, o bien restarle importancia a algunas de las variables que se identificaron en este trabajo. Sin embargo, se considera que las restricciones de las funciones son lo suficientemente pequeñas con relación al proceso, que una mayor precisión de éstas no debe afectar en gran medida el resultado final.

De las cinco variables de mayor influencia, las primeras dos tienen un impacto superior a los dos millones de dólares al año a lo largo del rango establecido para su variación, y corresponden con las variables de importancia que se mencionan en trabajos anteriores sobre optimización de plantas de etileno, siendo la primera de ellas la cantidad de producto de etileno y la segunda la carga térmica de la torre desmetanizadora, la cual requiere de los mayores servicios de calentamiento de toda la planta.

La tercera variable de importancia económica es la carga térmica del rehervidor de la torre desbutanizadora por su influencia sobre la cantidad de producto de gasolina de pirólisis y de la corriente rica en butadieno que se puede obtener de la planta.

Las dos últimas variables de mayor influencia corresponden a equipos ubicados en la sección desetanizadora y desmetanizadora, coincidiendo también con los resultados de trabajos anteriores, los cuales le confieren la mayor importancia a estas dos secciones para lograr una mayor productividad y eficiencia de la planta.

Las otras siete variables de influencia económica se relacionan con equipos en prácticamente todas las secciones de la planta y permiten ver que es posible identificar un mayor número de variables importantes al mejorar la calidad de la representación de la planta, haciendo notar que los esfuerzos no solamente deben concentrarse en las torres de destilación, sino también en las corrientes de recirculación, las fracciones de vaporización en tanques de separación e intercambiadores y las temperaturas de descarga de los intercambiadores de calor.

El análisis de sensibilidad demuestra que es posible afectar de manera significativa a las variables económicas del proceso, al efectuar pequeñas alteraciones de las variables de operación del mismo. Esto es de importancia, ya que a pesar de la gran interdependencia de los equipos de proceso y la alta complejidad de la planta, que no permiten grandes alteraciones en las condiciones de operación sin que se afecte su productividad, o la pureza de los productos, es posible proponer alternativas para mejorar las condiciones de operación del proceso de manera sustancial llevando a cabo un análisis riguroso de los efectos de las variables de operación.

En cuanto a la influencia de estas variables de operación sobre la economía del proceso, podemos notar con base en las gráficas, que prácticamente todas las variables tienen una influencia lineal sobre las variables económicas dentro del rango permitido de variación. Únicamente la cantidad de producto de etileno registra un máximo en la curva de utilidades, alcanzándose éste cuando un incremento en la capacidad de producción de etileno implica un alza considerable en los costos de operación de la misma, lo cual indica que las máximas utilidades de la planta no se alcanzan al producir la mayor cantidad de etileno.

Los resultados de la optimización de la planta son verdaderamente sorprendentes al alcanzar un aumento de 16% en las utilidades, lo cual se traduce en cerca de dos millones de dólares más al año, de acuerdo con las funciones objetivo que se plantearon que están sujetas a las restricciones mencionadas en capítulos anteriores. Este resultado es muy superior a los alcanzados en trabajos anteriores que se enfocaban a las secciones de separación de la planta sin tomar en cuenta el reactor de pirólisis, justificando así la utilización de modelos más rigurosos para identificar las variables de influencia económica del proceso. Es importante mencionar que en trabajos anteriores, la función de utilidades se planteó del mismo modo que en este trabajo, sin tomar en cuenta aspectos administrativos ni de capital fijo de la planta, por lo que el aumento calculado en las utilidades se debe primordialmente a una representación más rigurosa de la planta.

Por otra parte, las mejoras en los costos de operación y el costo unitario del etileno son mucho menores y se ubican cercanas al 3%, comparándose favorablemente con los resultados obtenidos en trabajos anteriores que reportan mejoras similares en estos aspectos al optimizar la planta tomando en cuenta las secciones de separación.

Cabe mencionar que las condiciones de operación que logran una máxima utilidad no representan el punto de los menores costos de operación, que se observa al estudiar los valores de las variables de operación de los dos casos. Esto significa que es necesario definir si se quiere operar la planta para obtener las mayores utilidades o si se desean disminuir los costos de operación. Por otra parte, las condiciones de operación para alcanzar el menor costo unitario de producción de etileno prácticamente coinciden con las condiciones de operación para alcanzar las máximas utilidades. Lo anterior podría significar que el enfocar los recursos de la planta hacia la producción más económica de etileno trae como consecuencia una maximización de las utilidades.

Los resultados sobre las variables de operación en los puntos óptimos muestran su cercanía a las condiciones actuales de operación, por lo que dejan ver que es posible

alcanzar mejoras sustanciales en la economía del proceso, al efectuar modificaciones muy pequeñas en la operación actual.

Por último, las tablas que se presentan al final de la sección de resultados permiten identificar de manera más clara las alteraciones resultantes sobre las principales corrientes de la planta cuando ésta opera bajo condiciones que maximizan las utilidades de la misma. En su mayoría estos cambios son pequeños y confirman la viabilidad teórica de los cambios sin necesidad de alterar las características de los equipos de proceso.

---

# CAPITULO

## 9

---

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El presente estudio muestra de manera clara la posibilidad de proponer mejoras en el rendimiento y productividad de una planta química por medio del uso de un simulador de proceso que incluya módulos de optimización de procesos, sin perder de vista que los resultados obtenidos son resultado de un modelo matemático, los cuales deben ser confrontados no solamente con los datos que se obtienen directamente de la planta, sino también con la factibilidad de realizar dichos cambios en la operación. La afirmación anterior se basa en el hecho de la excelente representabilidad de los procesos involucrados en la planta de producción de etileno, por medio del simulador de procesos ASPEN PLUS, el cual también permitió la identificación de las variables de relevancia económica sobre el proceso y alcanzar soluciones factibles tras el planteamiento de distintas funciones objetivo destinadas a evaluar varios parámetros económicos de la planta.

Un aumento calculado superior al 16% en las utilidades de la planta de producción de etileno de La Cangrejera, al manipular solamente cinco variables de proceso que fueron identificadas como de mayor influencia sobre la economía del mismo, demuestra el gran potencial teórico que existe para mejorar la productividad de las plantas químicas y petroquímicas en todo el país, utilizando únicamente herramientas matemáticas y sin la necesidad de realizar inversiones importantes para renovar las tecnologías. Es importante mencionar que el aumento de un 16% en utilidades es resultado de una representación matemática de la planta de producción de etileno, contando dicho modelo con ciertas restricciones y simplificaciones que permiten su resolución en un tiempo relativamente corto de cálculo.

Las simplificaciones principales se encuentran en el planteamiento de las funciones objetivo, las cuales no incluyen aspectos de costos que no estén relacionados con los costos directos de producción, por lo que en dado caso de aceptarse estos cambios en la operación de la planta, después de hacer un estudio adicional en campo para analizar su aplicabilidad, seguramente no se obtendrían mejoras de la misma magnitud. Sin embargo la importancia de este estudio no radica en los resultado numéricos, sino en proporcionar una herramienta que permita a las empresas analizar sus procesos de la manera más rigurosa posible, e identificar parámetros y alternativas de producción que permitan hacerlas más competitivas al aumentar sus utilidades o disminuir sus costos de operación.

Este hecho es de gran importancia, ya que proporciona una herramienta, que de demostrar su validez en campo, permite que la industria nacional se vuelva más competitiva a pesar de la falta de recursos para lograr una modernización más profunda, lográndose de esta manera que se generen recursos económicos dentro de un futuro no muy lejano que permitan comenzar a modificar los procesos existentes y llevar a cabo una transformación más profunda de la planta productiva nacional. Con este tipo de estudios se puede alcanzar una mayor rentabilidad en procesos viejos aún existentes y parcialmente obsoletos, que permita la generación de nuevos recursos y así sentar las bases para futuras

inversiones en nuevas tecnologías, lográndose de esta manera un espiral de crecimiento que permita una actualización continua de las tecnología.

En la actualidad, los sistemas de control distribuido y de optimización en línea permiten que una planta opere en condiciones muy cercanas a las óptimas, tomando en cuenta en todo momento la operación real de la planta y los cambios de todos los parámetros internos y externos que se puedan suscitar. A pesar de las grandes ventajas de esta nueva tecnología, su alto costo y complejidad no resulta una alternativa viable para un gran número de empresas o procesos demasiado complejos, en los cuales dichos sistemas todavía no tienen aplicación, por lo que los estudios a través de simuladores de proceso, como los que se presentan en este trabajo de tesis permiten la obtención de parámetros deseables de operación a un costo mucho menor.

Es importante mencionar que estos resultados, mucho mejores que los esperados, se alcanzaron al modificar únicamente una parte de las variables del proceso que tienen una influencia sobre la economía del mismo y sin tomar en cuenta la zona de reacción de pirólisis, la cual constituye el corazón de la planta y es el área en donde de acuerdo con la bibliografía se pueden lograr los mayores beneficios económicos al efectuar una optimización del proceso. De esta manera es importante que se desarrollen algoritmos y métodos de programación que permitan una representación adecuada de los procesos y fenómenos fundamentales que se desarrollan dentro de un proceso de producción, con el objeto de tener la posibilidad de representar plantas completas, realizar análisis de sensibilidad y plantear problemas de optimización que permitan manipular un mayor número de variables de importancia, y que no tengan simplificaciones considerables, para poder lograr así mejores resultados y mayores beneficios con este tipo de estudios. En el caso de la optimización, se ha podido ver con el tiempo que la optimización de cada variable de proceso de manera individual tiene un resultado muy inferior a la optimización de un proceso global al manipular una serie de variables de manera simultánea.

Por otra parte, el presente estudio ofrece alternativas de operación para una determinada manera de operar de la planta y no toma en cuenta variaciones en el tiempo de operación, modificaciones de las condiciones de la materia prima, ni modificaciones en los precios del mercado de los productos y materias primas, los cuales son factores importantes para la rentabilidad de la planta a lo largo del tiempo. De esta manera, los resultados de este estudio son puntuales en cuanto al tiempo y a las condiciones actuales del mercado y características de las materias primas, siendo altamente recomendable que la metodología presentada en este trabajo se aplique de manera regular e ininterrumpida para analizar el proceso de producción de la planta de etileno, con el fin de variar las condiciones de operación de la planta al mismo tiempo que varíen los parámetros de influencia externa, y de esta manera lograr condiciones óptimas de operación que se ajusten a las necesidades y condiciones del mercado.

---

# CAPITULO

10

---

## BIBLIOGRAFIA

Asgari M., Yang C.H., Computerization of a Modern Ethylene Plant., Chemical Engineering Progress, E.U.A., Noviembre 1983, pp. 27-33.

Bandoni J.A. et al., Optimal Operation of Ethylene Plants., Computer Applications in Chemical Engineering., Ed. Elsevier Science Publishers, Holanda, 1990, pp. 177.

Eason Luther, Reengineering Ethylene's Cold Train., Chemical Engineering, E.U.A., Enero 1994, pp. 37-41.

Edgar T.F., Himmelblau D.M., Optimization of Chemical Processes., Editorial Mc. Graw Hill, E.U.A., 1989.

Eliceche Ana M. et al., Optimal Operation of an Ethylene Plant at Variable Feed Conditions., Computers and Chemical Engineering, Vol. 19 Supplement, Editorial Elsevier Science Ltd., Gran Bretaña, 1995, pp 23-228.

Fleischer Miguel, Prett David, Simplified Simulation Speeds Olefins Plant Optimization., Hydrocarbon Processing, E.U.A., 1978, pp.52-55.

Funk, Kania, Terhune, Why Risk Partial Oprimization?, Hydrocarbon Processing, E.U.A., Noviembre 1984, pp. 101-104.

Hendry, Rudd, Seader, Synthesis in the Design of Chemical Processes., AIChE Journal, Vol. 19, No.1, E.U.A., Enero 1973, pp. 1-15.

Husain, Ashgar, Chemical Process Simulation., Editorial Wiley Eastern Ltd, India, 1986.

Jinkerson Kenneth, Gaddy James, Ethylene Process Optimization. Constraint Relaxation and Bounds Adjustment., Industrial Engineering Process Des. Dev., Vol. 18, No. 4, E.U.A., 1979, pp. 579-587.

Motard Rodolphe E., Optimization of Natural Gasoline Plant Operatrion., Department of Chemical Engineering, University of Houston, E.U.A., pp-36-70.

Perea López Edgar, Simulación e Integración Térmica de la Planta de Etileno de „La Cangrejera“. Ver., Tesis, Facultad de Química, U.N.A.M., México, 1994.

Romero Vázquez Luis, Aplicación de la Optimización a la Planta de Monoclorobenceno., Tesis, Facultad de Química, U.N.A.M., México, 1993.

Rousseau Ronald W., Handbook of Separation Process Technology, Ed. John Wiley and Sons, E.U.A., 1987.

Ruckaert, Martens, Desarnauts, Ethylene Plant Optimization by Geometric Programming.,  
Computers and Chemical Engineering, Vol. 2, G.B., Enero 1978, pp. 93-97.

Rudd, Dale F., Process Synthesis., Editorial Prentice Hall, E.U.A., 1986.

Setpoint Inc., Olefins Plant Optimization., Hydrocarbon Processing, E.U.A., Febrero  
1986, pp. 90.

Trujillo Cabrera Ricardo, Auaya Duraud Alejandro, Capacidad de Ingeniería y de  
Desarrollo Tecnológico en la Industria Petroquímica Nacional. Dependencia e  
Impacto. Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, Vol. XXIII, Num. 4,  
México, Oct-Dic 1991, pp.79-91.

Wang J.C., Fibonacci Search for Optimal Feed Location., Chemical Engineering  
Communications, Vol. 4, E.U.A., 1980, pp 651-663.

---

**APENDICE**

**A**

---

**ESTUDIO TERMODINAMICO QUE  
JUSTIFICA LA ELECCION DE LA  
ECUACION DE ESTADO DE  
PENG-ROBINSON**

## Resultados del Análisis Termodinámico para los Productos de DA-301

Tabla 1

CORRIENTE	DOMOS DESMETANIZADORA			FONDOS DESMETANIZADORA			DOMOS DESMETANIZADORA		
	Planta	Peng-Robinson	Error	Planta	Peng-Robinson	Error	Planta	Redlich-Kwong	Error
	339	339		338	338		339	339	
<b>FRACCION MOL</b>									
Hidrógeno	0,2128	2,117620E-01	0,4901729	0	0,000000		0,2128	2,117620E-01	0,4901729
Monóxido de Carbono	0,0151	0,013929	8,4084774	0	0,000000		0,0151	0,013929	8,4084774
Metano	0,6939	6,933208E-01	0,08354	0,0002	0,000002		0,6939	6,933273E-01	0,0826017
Acetileno	0	0,000148		0,0033	0,003266		0	0,000117	
Etileno	0,0767	0,079333	3,3183122	0,5513	5,498762E-01	0,258931	0,0767	0,079453	3,4654275
Etano	0,0015	1,507680E-03	0,5093919	0,4162	0,416905	0,1690554	0,0015	1,411020E-03	6,3060765
Propino	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	0,000000	
Propadieno	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	0,000000	
Propileno	0	0,000000		0,0115	0,011560		0	0,000000	
Propano	0	0,000000		0,003	0,002978		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0071	7,181610E-03		0	0,000000	
Butenos	0	0,000000		0,0014	1,401300E-03		0	0,000000	
Butanos	0	0,000000		0,0015	1,401300E-03		0	0,000000	
Compuesto C5	0	0,000000		0,0016	0,001576		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
<b>FLUJO TOTAL</b>									
Lbmol/h	868,72	830,531400	4,5980923	9105,88	9118,313000	0,136352	868,72	830,531400	4,5980923
P.M.	14,16	14,214590	0,384042	29,58	29,625970	0,1551679	14,16	14,214380	0,3825703
Temp (°F)	-145,5	-139,352750	6,147250	31,5	30,834160	0,665840	-145,5	-122,214900	23,285100
Presión (psia)	447	447,000000	0	365	460,000000		447	447,000000	0
Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	2,183	2,214216	1,4097992	14,283	24,691400	42,153948	2,183	2,147260	1,6644468
Fración de Vapor V/F	1	1,000000		0,000000	0,000000		1	1,000000	

Resultados del Análisis Termodinámico para los Productos de DA-301  
Tabla 2

CORRIENTE	FONDOS DESMETANIZADORA			DOMOS DESMETANIZADORA			FONDOS DESMETANIZADORA		
	Planta	Redlich-Kwong	Error	Planta	BWR-LS	Error	Planta	BWR-LS	Error
	338	338		339	339		338	338	
<b>FRACCION MOL</b>									
Hidrógeno	0	0,000000		0,2128	2,117620E-01	0,4901729	0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0,0151	0,013929	8,4084774	0	0,000000	
Metano	0,0002	0,000001		0,6939	6,932132E-01	0,0990749	0,0002	0,000011	
Acetileno	0,0033	0,003269		0	0,000036		0,0033	0,003276	
Etileno	0,5513	5,498652E-01	0,2609367	0,0767	0,079972	4,0917918	0,5513	5,498179E-01	0,269562
Etano	0,4162	0,416914	0,1711626	0,0015	1,087760E-03	37,898066	0,4162	0,416943	0,1782018
Propino	0,00015	0,000175		0	0,000000		0,00015	0,000175	
Propadieno	0,00015	0,000175		0	0,000000		0,00015	0,000175	
Propileno	0,0115	0,011560		0	0,000000		0,0115	0,011560	
Propano	0,003	0,002978		0	0,000000		0,003	0,002978	
1,3-Butadieno	0,0071	7,181610E-03		0	0,000000		0,0071	7,181610E-03	
Butenos	0,0014	1,401300E-03		0	0,000000		0,0014	1,401300E-03	
Butanos	0,0015	1,401300E-03		0	0,000000		0,0015	1,401300E-03	
Compuesto C5	0,0016	0,001576		0	0,000000		0,0016	0,001576	
Comp C6.1	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Comp C6.2	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Comp C6.3	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfidrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
<b>FLUJO TOTAL</b>									
Lbmol/h	9105,88	9118,313000	0,136352	868,72	830,531400	4,5980923	9105,88	9118,313000	0,136352
P.M.	29,58	29,625990	0,1552353	14,16	14,215260	0,3887372	29,58	29,625910	0,1549657
Temp (°F)	31,5	30,421700	1,078300	-145,5	-117,599600	27,900400	31,5	32,293640	0,793640
Presión (psia)	365	460,000000		447	447,000000	0	365	460,000000	
Densidad (lb/ft3)	14,283	24,728430	42,240571	2,183	2,079156	4,9945266	14,283	24,826500	42,468733
Fracción de Vapor V/F	0,000000	0,000000		1	1,000000		0,000000	0,000000	

Resultados del Análisis Termodinámico para los Productos de DA-301

Tabla 3

CORRIENTE	DOMOS DESMETANIZADORA			FONDOS DESMETANIZADORA			DOMOS DESMETANIZADORA		
	Planta	PR-BM	Error	Planta	PR-BM	Error	Planta	RK-Aspen	Error
	339	339		338	338		339	339	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,2128	2,117620E-01	0,4901729	0	0,000000		0,2128	2,117620E-01	0,4901729
Monóxido de Carbono	0,0151	0,013929	8,4084774	0	0,000000		0,0151	0,013929	8,4084774
Metano	0,6939	6,933286E-01	0,082414	0,0002	0,000001		0,6939	6,933324E-01	0,0818655
Acetileno	0	0,000145		0,0033	0,003266		0	0,000019	
Etileno	0,0767	0,079298	3,2756392	0,5513	5,498794E-01	0,2583476	0,0767	0,079687	3,7480533
Etano	0,0015	1,538010E-03	2,4713753	0,4162	0,416902	0,1683849	0,0015	1,270660E-03	18,048888
Propino	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	0,000000	
Propadieno	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	0,000000	
Propileno	0	0,000000		0,0115	0,011560		0	0,000000	
Propano	0	0,000000		0,003	0,002978		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0071	7,181610E-03		0	0,000000	
Butenos	0	0,000000		0,0014	1,401300E-03		0	0,000000	
Butanos	0	0,000000		0,0015	1,401300E-03		0	0,000000	
Compuesto C5	0	0,000000		0,0016	0,001576		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	868,72	830,531400	4,5980923	9105,88	9118,313000	0,136352	868,72	830,531400	4,5980923
P.M.	14,16	14,214560	0,3838318	29,58	29,625970	0,1551679	14,16	14,214230	0,3815191
Temp (°F)	-145,5	-123,535600	21,964400	31,5	30,834160	0,665840	-145,5	-120,873900	24,626100
Presión (psia)	447	447,000000	0	365	460,000000		447	447,000000	0
Densidad (lb/ft3)	2,183	2,263197	3,5435271	14,283	24,003320	40,495731	2,183	2,157110	1,200217
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0,000000	0,000000		1	1,000000	

## Resultados del Análisis Termodinámico para los Productos de DA-301

Tabla 4

CORRIENTE	FONDOS DESMETANIZADORA			DOMOS DESMETANIZADORA			FONDOS DESMETANIZADORA		
	Planta	RK-Aspen	Error	Planta	RKS-BM	Error	Planta	RKS-BM	Error
	338	338		339	339		338	338	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	0,000000		0,2128	2,117620E-01	0,4901729	0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0,0151	0,013929	8,4084774	0	0,000000	
Metano	0,0002	0,000001		0,6939	6,933324E-01	0,0818655	0,0002	0,000001	
Acetileno	0,0033	0,003278		0	0,000019		0,0033	0,003278	
Etileno	0,5513	5,498440E-01	0,2648024	0,0767	0,079687	3,7480533	0,5513	5,498440E-01	0,2648024
Etano	0,4162	0,416926	0,1742274	0,0015	1,270660E-03	18,048888	0,4162	0,416926	0,1742274
Propino	0,00015	0,000175		0	0,000000		0,00015	0,000175	
Propadieno	0,00015	0,000175		0	0,000000		0,00015	0,000175	
Propileno	0,0115	0,011560		0	0,000000		0,0115	0,011560	
Propano	0,003	0,002978		0	0,000000		0,003	0,002978	
1,3-Butadieno	0,0071	7,181610E-03		0	0,000000		0,0071	7,181610E-03	
Butenos	0,0014	1,401300E-03		0	0,000000		0,0014	1,401300E-03	
Butanos	0,0015	1,401300E-03		0	0,000000		0,0015	1,401300E-03	
Compuesto C5	0,0016	0,001576		0	0,000000		0,0016	0,001576	
Comp C6.1	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Comp C6.2	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Comp C6.3	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	9105,88	9118,313000	0,136352	868,72	830,531400	4,5980923	9105,88	9118,313000	0,136352
P.M.	29,58	29,626000	0,155269	14,16	14,214230	0,3815191	29,58	29,626000	0,155269
Temp (°F)	31,5	31,625590	0,125590	-145,5	-120,873900	24,626100	31,5	31,625590	0,125590
Presión (psia)	365	460,000000		447	447,000000	0	365	460,000000	
Densidad (lb/ft3)	14,283	21,396060	33,244719	2,183	2,157110	1,200217	14,283	21,396060	33,244719
Fracción de Vapor V/F	0,000000	0,000000		1	1,000000		0,000000	0,000000	

Resultados del Análisis Termodinámico para los Productos de DA-301

Tabla 5

CORRIENTE	DOMOS DESMETANIZADORA			FONDOS DESMETANIZADORA			DOMOS DESMETANIZADORA		
	Planta	BK-10	Error	Planta	BK-10	Error	Planta	Chao-Seader	Error
	339	339		338	338		339	339	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0,2128	2,117620E-01	0,4901729	0	0,000000		0,2128	2,117620E-01	0,4901729
Monóxido de Carbono	0,0151	0,013929	8,4084774	0	0,000000		0,0151	0,013929	8,4084774
Metano	0,6939	6,933389E-01	0,0809272	0,0002	0,000000		0,6939	6,933389E-01	0,0809272
Acetileno	0	0,000006		0,0033	0,003279		0	0,009315	
Etileno	0,0767	0,080601	4,8400084	0,5513	5,497606E-01	0,2800128	0,0767	0,070684	8,5112734
Etano	0,0015	3,633630E-04	312,81033	0,4162	0,417009	0,1940006	0,0015	9,717770E-04	54,356401
Propino	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	0,000000	
Propadieno	0	0,000000		0,00015	0,000175		0	0,000000	
Propileno	0	0,000000		0,0115	0,011560		0	0,000000	
Propano	0	0,000000		0,003	0,002978		0	0,000000	
1,3-Butadieno	0	0,000000		0,0071	7,181610E-03		0	0,000000	
Butenos	0	0,000000		0,0014	1,401300E-03		0	0,000000	
Butanos	0	0,000000		0,0015	1,401300E-03		0	0,000000	
Compuesto C5	0	0,000000		0,0016	0,001576		0	0,000000	
Comp C6.1	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Comp C6.2	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Comp C6.3	0	0,000000		0,0009	0,001168		0	0,000000	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	868,72	830,531400	4,5980923	9105,88	9118,313000	0,136352	868,72	830,531400	4,5980923
P.M.	14,16	14,212350	0,3683416	29,58	29,626170	0,1558419	14,16	14,194810	0,2452305
Temp (°F)	-145,5	-96,800560	48,699440	31,5	52,123490	20,623490	-145,5	-124,932000	20,568000
Presión (psia)	447	447,000000	0	365	460,000000		447	447,000000	0
Densidad (lb/ft3)	2,183	1,631422	33,809646	14,283	22,262930	35,844024	2,183	2,196638	0,6208579
Fracción de Vapor V/F	1	1,000000		0,000000	0,000000		1	1,000000	

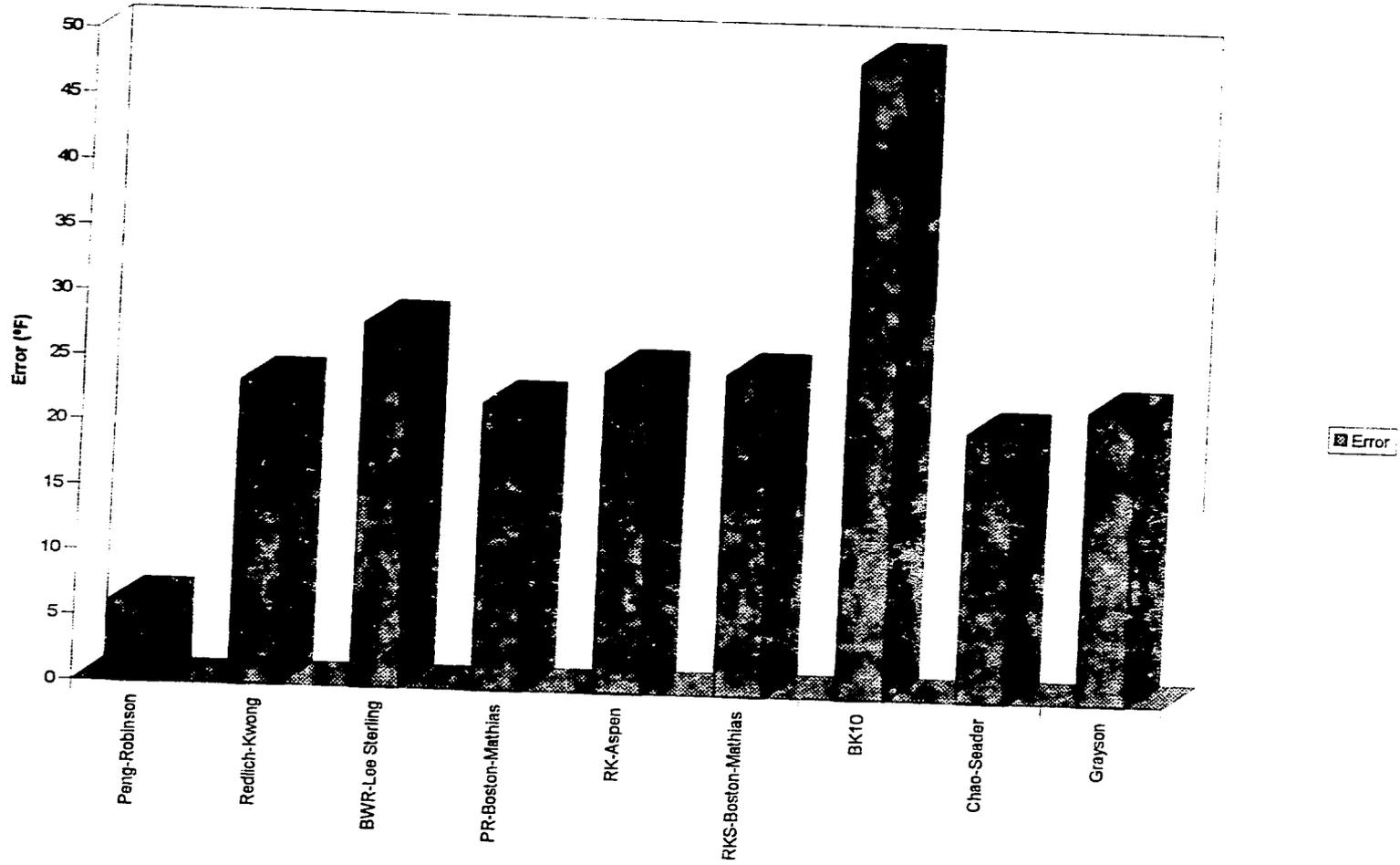
Resultados del Análisis Termodinámico para los Productos de DA-301

Tabla 6

CORRIENTE	FONDOS DESMETANIZADORA			DOMOS DESMETANIZADORA			FONDOS DESMETANIZADORA		
	Planta	Chao-Seader	Error	Planta	Grayson	Error	Planta	Grayson	Error
	338	338		339	339		338	338	
FRACCION MOL									
Hidrógeno	0	0,000000		0,2128	2,117620E-01	0,4901729	0	0,000000	
Monóxido de Carbono	0	0,000000		0,0151	0,013929	8,4084774	0	0,000000	
Metano	0,0002	0,000000		0,6939	6,933335E-01	0,0817067	0,0002	0,000000	
Acetileno	0,0033	0,002431		0	0,007574		0,0033	0,002590	
Etileno	0,5513	5,506639E-01	0,1155151	0,0767	0,072576	5,6817368	0,5513	5,504916E-01	0,1468506
Etano	0,4162	0,416954	0,1807395	0,0015	8,253650E-04	81,737777	0,4162	0,416967	0,1839235
Propino	0,00015	0,000175		0	0,000000		0,00015	0,000175	
Propadieno	0,00015	0,000175		0	0,000000		0,00015	0,000175	
Propileno	0,0115	0,011560		0	0,000000		0,0115	0,011560	
Propano	0,003	0,002978		0	0,000000		0,003	0,002978	
1,3-Butadieno	0,0071	7,181610E-03		0	0,000000		0,0071	7,181610E-03	
Butenos	0,0014	1,401300E-03		0	0,000000		0,0014	1,401300E-03	
Butanos	0,0015	1,401300E-03		0	0,000000		0,0015	1,401300E-03	
Compuesto C5	0,0016	0,001576		0	0,000000		0,0016	0,001576	
Comp C6.1	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Comp C6.2	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Comp C6.3	0,0009	0,001168		0	0,000000		0,0009	0,001168	
Dióxido de Carbono	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Acido Sulfhídrico	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
Agua	0	0,000000		0	0,000000		0	0,000000	
FLUJO TOTAL									
Lbmol/h	9105,88	9118,313000	0,136352	868,72	830,531400	4,5980923	9105,88	9118,313000	0,136352
P.M.	29,58	29,627770	0,1612339	14,16	14,198090	0,2682755	29,58	29,627470	0,1602229
Temp (°F)	31,5	33,792810	2,292810	-145,5	-123,078200	22,421800	31,5	28,473570	3,026430
Presión (psia)	365	460,000000		447	447,000000	0	365	460,000000	
Densidad (lb/ft3)	14,283	24,390930	41,441347	2,183	2,173982	0,4148148	14,283	24,911220	42,66439
Fracción de Vapor V/F	0,000000	0,000000		1	1,000000		0,000000	0,000000	

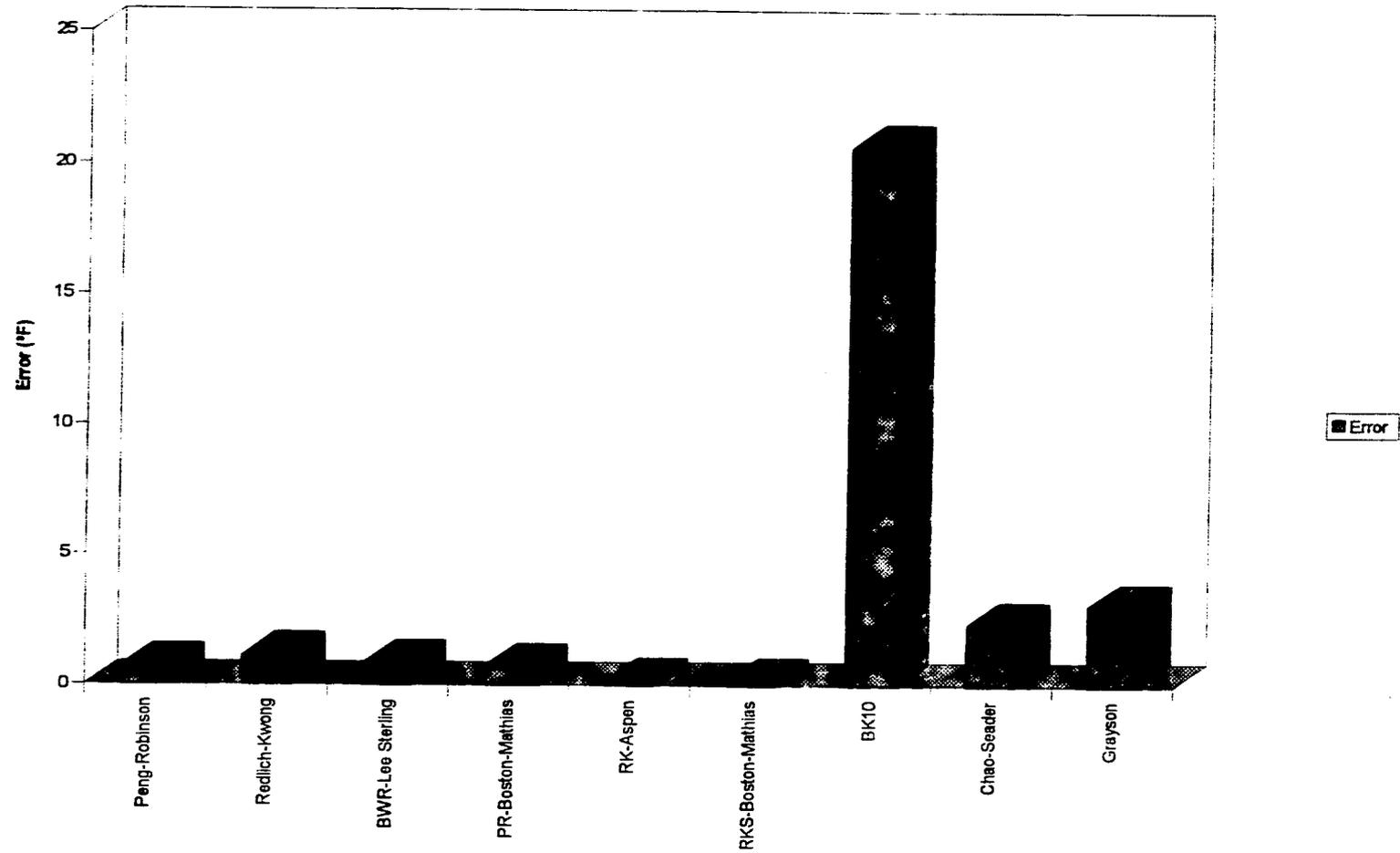
Gráfica 1

Error en la Temperatura de los Domos de DA-301 con Respecto al Modelo Termodinámico



Gráfica 2.

Error en la Temperatura de los Fondos de DA-301 con Respecto al Modelo Termodinámico



---

# APENDICE

## B

---

### ECUACION DE ESTADO DE PENG-ROBINSON

Las ecuaciones viriales truncadas no son apropiadas para calcular propiedades termodinámicas en las aplicaciones de alta densidad; en particular son inapropiadas para la fase líquida o gases cercanos a sus puntos críticos. Para dichas aplicaciones, tales como bajo las condiciones de proceso de una planta de etileno, uno debe utilizar ecuaciones más exactas, pero a la vez más empíricas.

La ecuación de Peng-Robinson constituye un refinamiento y ampliación de la ecuación de Van der Waals, obteniéndose una expresión con dos parámetros, que tiene la siguiente

forma:

$$P = \frac{R \cdot T}{v - b} - \frac{\theta}{v^2 + 2bv + b^2} \quad \dots\dots(1)$$

En esta ecuación, el parámetro  $\theta$  depende de la composición y temperatura, mientras que el parámetro  $b$  es por lo general una función de la composición únicamente.

A su vez, el parámetro  $\theta$  viene definido por la siguiente expresión :

$$\theta = \theta_c \left[ 1 + (0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2)(1 - T_r^{1/2}) \right]^2 \quad \text{.....(2)}$$

En donde  $\omega$  es el factor acéntrico, y  $T_r \equiv T/T_c$ , representa la temperatura reducida. El parámetro  $\theta_c$  se encuentra relacionado con la temperatura y presión crítica por medio de la siguiente expresión :

$$\theta_c = 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad \text{.....(3)}$$

al igual que el parámetro,  $b$ , se define por medio de la siguiente ecuación :

$$b = 0.08664 \frac{R \cdot T_c}{P_c} \quad \text{.....(4)}$$

Las ecuaciones (3) y (4) están sujetas a las restricciones críticas clásicas :

$$\left( \frac{\partial P}{\partial V} \right)_{T_c} = \left( \frac{\partial^2 P}{\partial V^2} \right)_{T_c} = 0$$

La expresión para calcular el parámetro  $\theta$  se obtuvo, a partir del ajuste de las predicciones con respecto a las presiones de vapor obtenidas experimentalmente, para hidrocarburos líquidos puros. Este procedimiento es esencial si se desea que la ecuación de estado se utilice para llevar a cabo cálculos de equilibrio líquido-vapor.

La ecuación (1) se encuentra definida explícitamente con respecto a la presión y se puede reescribir de la siguiente manera :

$$Z \equiv \frac{P}{\rho \cdot R \cdot T} = \frac{1}{1 - b\rho} - \frac{\theta}{RT} \frac{\rho}{1 + b\rho} \quad \text{.....(5)}$$

en donde  $\rho$  representa la densidad molar. Al aplicar las ecuaciones que definen los coeficientes de fugacidad en función del factor de compresibilidad se obtienen las dos siguientes ecuaciones :

$$\ln \phi = Z - 1 - \ln(1 - b\rho)Z - \frac{\theta}{bRT} \ln(1 + b\rho) \quad \dots\dots(6)$$

$$\ln \hat{\phi}_i = \ln \phi + \left( \frac{\bar{b}_i}{b} - 1 \right) (Z - 1) + \frac{\theta}{bRT} \left( \frac{\bar{b}_i}{b} - \frac{\bar{\theta}_i}{\theta} \right) \ln(1 + b\rho) \quad \dots\dots(7)$$

En las ecuaciones (6) y (7), todas las propiedades sin subíndice se refieren a la mezcla. Las cantidades  $\bar{b}_i$  y  $\bar{\theta}_i$  son los parámetros molares parciales de la ecuación de estado, definidos por las dos siguientes expresiones :

$$\bar{b}_i \equiv \left[ \frac{\partial(nb)}{\partial n_i} \right]_{T,n_j} \quad \dots\dots(8)$$

$$\bar{\theta}_i \equiv \left[ \frac{\partial(n\theta)}{\partial n_i} \right]_{T,n_j} \quad \dots\dots(9)$$

La determinación de  $\bar{b}_i$  y  $\bar{\theta}_i$  requiere una serie de reglas de mezclado para los parámetros  $b$  y  $\theta$ , respectivamente. El procedimiento usual es asumir que  $b$  y  $\theta$  tienen una composición cuadrática, de acuerdo con las siguientes expresiones :

$$b = \sum_i \sum_j x_i x_j b_{ij} \quad \dots\dots(10)$$

$$\theta = \sum_i \sum_j x_i x_j \theta_{ij} \quad \dots\dots(11)$$

En este caso,  $x$ , es una fracción mol general y puede referirse a cualquiera de las fases. Cuando los subíndices,  $i$  y  $j$ , son idénticos en la ecuación (10) u (11), estos parámetros se refieren al componente puro. Cuando son diferentes, los parámetros se denominan parámetros de interacción binaria y son dependientes de las propiedades de la mezcla binaria  $i$ - $j$ , tal como se indica por sus subíndices. Para estimar los parámetros de interacción binaria se pueden utilizar reglas de combinación, por ejemplo :

$$b_{ij} = \frac{1}{2} (b_{ii} + b_{jj}) (1 - c_{ij}) \quad \dots\dots(12)$$

$$\theta_{ij} = (\theta_{ii} \theta_{jj})^{1/2} (1 - k_{ij}) \quad \dots\dots(13)$$

En donde  $c_{ij}$  y  $k_{ij}$  son parámetros de interacción binaria empíricos, muy pequeños en comparación con la unidad, que en muchas ocasiones son prácticamente independientes de la temperatura en casi todos los rangos de temperatura. Frecuentemente  $c_{ij}$  es igual a cero,

pero para obtener resultados aproximados a los experimentales, es necesario que los valores de  $k_{ij}$  sean diferentes de cero. Al utilizar las reglas de mezclado de las ecuaciones (10) y (11) y las reglas de combinación dadas por las ecuaciones (12) y (13), uno puede desarrollar las siguientes expresiones para  $\bar{b}_i$  y  $\bar{\theta}_i$  para los componentes 1 y 2 de una mezcla binaria :

$$\bar{b}_1 = b_{11} - x_2^2(b_{11} + b_{22})c_{12} \quad \dots\dots(14)$$

$$\bar{b}_2 = b_{22} - x_1^2(b_{11} + b_{22})c_{12} \quad \dots\dots(15)$$

y, 
$$\bar{\theta}_1 = \theta_{11} - x_2^2 \left[ (\theta_{11}^{1/2} - \theta_{22}^{1/2})^2 + 2(\theta_{11}\theta_{22})^{1/2} k_{12} \right] \quad \dots\dots(16)$$

$$\bar{\theta}_2 = \theta_{22} - x_1^2 \left[ (\theta_{11}^{1/2} - \theta_{22}^{1/2})^2 + 2(\theta_{11}\theta_{22})^{1/2} k_{12} \right] \quad \dots\dots(17)$$

El cálculo del coeficiente de fugacidad  $\hat{\phi}_i$  para el componente  $i$  en una mezcla cualquiera, a una temperatura, presión y composición conocidas es fácil pero tedioso y se realiza de mejor manera con la ayuda de una computadora. Debido a que la ecuación de estado es cúbica con respecto a la densidad molar, es posible obtener una solución analítica para  $\rho$  (y por lo tanto para  $Z$ ), sin embargo es preferible utilizar métodos numéricos para la solución de la ecuación debido a su rapidez y flexibilidad.

---

# APENDICE

## C

---

### METODO DE WEGSTEIN

A diferencia de los métodos para resolver sistemas de ecuaciones lineales, los métodos de solución de ecuaciones no-lineales en general, no son muy robustos, pudiendo manejar de dos o más conjuntos de raíces, algunas de las cuales pueden ser complejas o idénticas y casi siempre requieren de procedimientos iterativos. Estos métodos parten de un estimado inicial  $x^0$ , que lleva al proceso iterativo hacia una solución,  $x^*$ , la cual se encuentra localizada dentro de cierta región de tolerancia. Sin embargo no siempre se dispone de un estimado inicial, por lo que se han desarrollado técnicas que facilitan la convergencia a partir de estimados alejados de la solución.

Los métodos para resolver ecuaciones no lineales pueden ser agrupados de la siguiente forma:

- 1) Métodos que son localmente convergentes y que requieren de buenos estimados iniciales.
- 2) Métodos con amplio rango de convergencia y que requieren de estimados iniciales medianamente próximos a la solución.
- 3) Métodos de convergencia global y que parten de estimados iniciales elegidos arbitrariamente.

La elección de un método en particular depende no solamente de la disponibilidad de buenos estimados iniciales, sino también de los requerimientos y condiciones que cada algoritmo impone, (tiempo de cálculo, flexibilidad en su estructura, evaluación de derivadas, velocidad de convergencia, etc.) con el objeto de mantener la solución deseada.

Para este trabajo se utilizó el método de Wegstein por contarse con estimados iniciales cercanos a la solución, por ser el método ideal en la convergencia de corrientes de corte debido a su rapidez y flexibilidad y por ser un método sencillo que no implica un alto consumo de tiempo de máquina, aspecto importante en un proceso con tantos equipos y corrientes de corte.

Este método es muy común cuando la convergencia tiene un comportamiento lineal y se desea acelerar el proceso de solución. Con base en los trabajos de Aitken (1952) y Steffensen (1933), Wegstein sugirió aplicar la fórmula de aceleración  $\delta^2$  en forma separada para cada variable en base a un procedimiento de sustituciones sucesivas.

Partiendo del problema base, que es una solución para el sistema  $f(x) = 0$ , se transforma éste:

$$x = f(x)$$

que conforma un esquema iterativo de este tipo :

$$x^{k+1} = f(x^k)$$

si la ecuación base no puede ser expresada en la forma de la ecuación :

$$f(x^k) = \frac{1}{2} [f^k(x) + \mu^k \cdot J^k \beta^k] + \frac{1}{2} [f^k(x) + \mu^k \cdot J^k \beta^k]$$

en donde :  $J^k$  : es el jacobiano de la función evaluado en  $x^k$

$$\beta^k = x^{k+1} - x^k$$

$$\mu^k = \left[ \frac{g^T \cdot g}{g^T \cdot J^T \cdot J \cdot g} \right]$$

$$g = -\nabla F(x) = -J^T \cdot f(x)$$

entonces se utiliza la siguiente expresión :

$$x^{k+1} = x^k + T \cdot F(x^k)$$

en donde :  $T \cong 0$  ; es una constante.

Wegstein propone modificar el valor de la última iteración,  $x^{k+1}$ , y reemplazarla por  $\bar{x}^{k+1}$  dada por la siguiente expresión :

$$x^{k+1} = q \cdot x^k + (1 - q) \cdot \bar{x}^{k+1}$$

en donde q puede ser obtenido de la siguiente forma :

$$q = \frac{a}{a - 1}$$

$$a = \frac{x^{k+1} - x^k}{x^k - x^{k-1}}$$

la cual es una convergencia cuadrática.

Este procedimiento es bueno para los casos en que la interacción entre variables no es muy fuerte, por ejemplo cuando la matriz jacobiana es de diagonal dominante. o en un caso concreto, cuando se trata de convergencia de corrientes de corte.

---

# APENDICE

## D

---

# PROGRAMACION CUADRATICA SECUENCIAL

En la formulación matemática de un problema de optimización, la programación cuadrática secuencial puede ser utilizada por las dos principales estrategias de optimización de la actualidad: el método del paso factible y el método del paso no factible.

La estrategia del paso factible realiza la dirección de la búsqueda del punto óptimo cada vez que el algoritmo converge, es decir, se mueve al punto base, una vez que obtenga un punto base convergido y así sucesivamente hasta la determinación de un punto óptimo. Por otra parte, la estrategia del paso no factible, es un algoritmo que de manera simultánea converge y optimiza un proceso durante la simulación del mismo.

El algoritmo de la programación cuadrática secuencial desarrollado por Wilson en 1963, mejorado por Han en 1976, 1977 y por último mejorado y aplicado por Powell en 1978 viene a establecer un método efectivo para la solución de problemas de programación no lineal. Esta basado en la solución de un problema cuadrático, el cual, minimiza una función cuadrática de n-variables, sujetas a m-igualdades o desigualdades restrictivas. La técnica SQP puede entenderse como un procedimiento de búsqueda con pivote durante el examen que realiza el algoritmo en las intersecciones de las funciones de restricción lineales, tal y como ocurre en la programación lineal.

Una solución óptima debe satisfacer las condiciones de Kuhn-Tucker. Si se aplica el método de Newton a las condiciones necesarias de Kuhn-Tucker para un problema de Programación no-Lineal que contenga únicamente restricciones de igualdad, la función de Lagrange viene definida por la siguiente expresión :

$$L(x, \omega) = f(x) + \sum_j \omega_j h_j(x)$$

en donde las condiciones necesarias de Kuhn-Tucker se definen por :

$$\begin{aligned} \nabla L &= \nabla f(x) + \sum \omega_j \nabla h_j(x) = 0 \\ h_j(x) &= 0 \end{aligned}$$

Si se aplica el método de Newton a las dos ecuaciones anteriores se obtiene :

$$\begin{bmatrix} \nabla^2 L & -J \\ -J^T & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta x \\ \Delta \omega \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\nabla L \\ h \end{bmatrix}$$

En donde J es la matriz jacobiana de las restricciones de igualdad. Este sistema de ecuaciones lineales se resuelve para  $\Delta x$  y  $\Delta \omega$ . Se puede demostrar que si  $\Delta x$  y  $\Delta \omega$  satisfacen las dos ecuaciones lineales, entonces necesariamente satisfacen las condiciones necesarias para alcanzar un punto óptimo del siguiente problema de programación cuadrática, con el objeto de determinar s, al obtener una dirección de búsqueda en cada iteración hacia la solución del subprograma cuadrático :

$$\begin{aligned} \text{Min. :} & \quad F(s) = s^T \nabla f(x) + \frac{1}{2} s^T B s \\ \text{Sujeta a :} & \quad g_j(x) + s^T \nabla g_j(x) \geq 0 \quad j = m+1, \dots, p \\ & \quad h_j(x) + s^T \nabla h_j(x) = 0 \quad j = 1, \dots, m \end{aligned}$$

Los gradientes para  $F(s)$ , son obtenidos de la simulación cuando es realizada la iteración de las ecuaciones de rompimiento. La aproximación a la matriz hessiana  $B$ , es construida a través del re-cálculo BFGS, cuyo procedimiento está basado en el cálculo de los gradientes del Lagrangiano :

$$L(x, u, v) = F(x) + \bar{u}^T g(x) + \bar{v}^T h(x)$$

para puntos sucesivos; en donde  $\bar{u}$  y  $\bar{v}$  son los multiplicadores de Kuhn-Tucker, obtenidos de la solución de  $F(s)$ .

Una vez que se ha establecido la dirección de búsqueda al resolver el subproblema de programación cuadrática, se debe utilizar un algoritmo de minimización para calcular un tamaño de paso en la dirección de búsqueda. Se han utilizado varios tipos de búsqueda, en los cuales una función de penalización de pérdida cuadrática es la función objetivo, mientras que otros utilizan la función de penalización „exacta“, mientras que finalmente, otros utilizan el Lagrangiano o un aproximado del mismo. Otra fase importante de la estrategia de solución es la actualización de la matriz,  $B$ , en cada iteración. No existe un acuerdo general acerca de cual es la mejor fórmula de actualización para formular un buen estimado de  $\nabla^2 L$  y evitar que  $B$  se convierta en la unidad o sin fronteras.

A continuación se presentan los pasos a seguir para llevar a cabo el algoritmo de programación cuadrática secuencial.

**Paso 1 :** Inicialización .  $k = 0$ . Escoger  $r^0$ ,  $x^0$ ,  $B^0$  (por lo general  $B^0 = I$  ). Continuar.

**Paso 2.** Calcular los miembros de las restricciones activas. Calcular  $\hat{h}(x^k)$  compuesto de todas las restricciones de igualdad más las restricciones de desigualdad activas (restrictivas o violadas) en  $x^k$  o en las inmediaciones de  $x^k$ .

Si  $k = 0$ , continuar en el paso 5. De otra manera continuar.

**Paso 3 Terminación.** Los criterios típicos de terminación son los siguientes .

$$\frac{\|x^k - x^{k-1}\|}{\|x^k\| + 1} < \varepsilon_1, \quad \text{para alguna tolerancia } \varepsilon_1 > 0$$

y

$$\left| \frac{d}{dx} L(x^k) \right| < \varepsilon_2, \quad \text{para alguna tolerancia } \varepsilon_2 > 0$$

Detenerse si se satisfacen ambos criterios de convergencia, de otra manera continuar.

Paso 4. Actualizar B. Utilizar un método secante, tal como un método de BFGS o Broyden para actualizar la aproximación a la matriz hessiana., pero en vez de  $\Delta g^k = \nabla f(x^{k+1}) - \nabla f(x^k)$ , utilizar  $\Delta g^k = \nabla_x L(x^{k+1}, u^{k+1}) - \nabla_x L(x^k, u^{k+1})$  y asegurarse que  $s^k \Delta g > 0$  Continuar .

Paso 5. Estimar los multiplicadores de Lagrange. Continuar.

Paso 6. Calcular una nueva dirección de búsqueda. Calcular una nueva dirección de búsqueda  $s^k$  en  $x^k$  a partir de la resolución del subproblema cuadrático. Si no se puede encontrar una dirección de búsqueda satisfactoria a partir de la solución del subproblema cuadrático, calcular una nueva  $r^k$  que satisfaga la desigualdad y repetir la solución del subproblema cuadrático. Continuar.

Paso 7. Moverse un paso en la dirección  $s^k$ . Calcular la longitud del paso  $\lambda^k$  a lo largo de  $s^k$  al minimizar  $P(x^k + \lambda s^k, r^k, u^k)$ , en donde P es una de las funciones de penalización mencionadas anteriormente.

$$x^{k+1} = x^k + \lambda^k s^k$$

$k = k + 1$ , y regresar al paso 2.

El intervalo para seleccionar el paso de avance queda comprendido entre 0 y 1. Conforme la solución esté más cerca del óptimo, el paso de avance será menor. Dentro del algoritmo del paso no factible, se determina el paso de avance por sí solo. En la determinación del paso de avance quedan incluidos términos de la función objetivo, así como combinaciones

no lineales de las restricciones que fueron violadas. Para obtener un buen desarrollo del paso de avance, o del procedimiento de línea de búsqueda, deberá evitarse que los estimados tomen valores extremos, porque si esto ocurre y toman un valor muy grande, el siguiente estimado a verificar en el procedimiento iterativo hará que el punto siguiente se aleje del valor óptimo. Por lo contrario, si el paso de avance que se selecciona es muy corto, la función objetivo convergirá al óptimo muy lentamente.