

# Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA



80

## RECUPERACION DE GAS DISUELTO EN CRUDOS DE PETROLEO

T E S I S  
Que Para Obtener el Título de:  
INGENIERO QUIMICO  
P r e s e n t a

LUIS ALBERTO PUENTE MORENO

México, D. F.

1978



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.

CLAS TESIS-1978  
" M.C. 242 348  
ADG \_\_\_\_\_  
FECHA \_\_\_\_\_  
MTC \_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_



Jurado asignado originalmente según el tema	PRESIDENTE	ING. CARLOS MENA
	VOCAL	DR. FRANCISCO BARNES
	SECRETARIO	ING. CARITINO MORENO
	1ER. SUPLENTE	ING. ENRIQUE BRAVO
	2DO. SUPLENTE	DR. ALEJANDRO RAMIREZ

Sitio donde se desarrolló el tema: Facultad de Química, UNAM, y Centro de Servicios de Cómputo, UNAM

SUSTENTANTE:

---

LUIS ALBERTO PUENTE MORENO

ASESOR DEL TEMA:

---

DR. FRANCISCO BARNES DE CASTRO



A la memoria de mis padres.

A todos mis parientes y amigos.

Con agradecimiento para los Doctores  
Francisco Barnés y Alejandro Ramírez  
por su valiosa ayuda y al Ingeniero  
José Luis Flores por permitirme usar  
su Programa Simulador de Procesos.

## CONTENIDO

	Página
Capítulo 1.- Introducción .....	1
Capítulo 2.- Simulación del sistema PEMEX .....	4
Capítulo 3.- Simulación y selección de alternativas básicas .....	8
Capítulo 4.- Diseño Evolutivo .....	11
Capítulo 5.- Resultados y recomendaciones .....	23
Capítulo 6.- Apéndices .....	27
Capítulo 7.- Bibliografía .....	34

I.- INTRODUCCION

## I.- INTRODUCCION

En la presente década ha tomado gran importancia el hecho que un país posea yacimientos petrolíferos debido a que de ellos se pueden obtener energéticos y una gran variedad de productos indispensables para la población. Por lo tanto, se deduce lógicamente que si se tienen disponibles tales recursos, se debe tratar de sacar el mayor provecho de ellos sin desperdiciar parte alguna, ya que ésto se traduciría en un detrimento de las reservas actuales por no hacer buen uso de los mismos.

Uno de los primeros procesos de separación a que es sometido el petróleo -y tal vez de los más importantes- es la separación del producto obtenido de los pozos petroleros en tres corrientes básicas -gas, condensado y crudos- que sirven para la producción de energía o como materis prima para la industria petroquímica.

La intención del presente trabajo es la de diseñar un sistema que lleve a cabo ésta primera separación del petróleo, empleando la computadora digital para simular diferentes arreglos de equipo y así encontrar alternativas que permitan llevar a cabo una mejor separación y además operar el sistema con el menor consumo de energía posible.

En los siguientes capítulos se hará un análisis de el proceso actual de Petróleos Mexicanos, así como de diferentes alternativas para lograr los propósitos an-

tes mencionados dando gran importancia a la obtención de mejores cortes entre las corrientes producidas en el proceso e intentando hacer éste lo más simple y eficiente posible.

## II.- SIMULACION DEL SISTEMA PEMEX

## II.- SIMULACION DEL SISTEMA PEMEX

### II.1.- Cuadro general de referencia.

Antes de comenzar con el tratamiento de los temas pertenecientes al presente trabajo, se establecerá un marco de referencia para la presentación de las tablas de datos correspondientes a cada uno de los sistemas expuestos y además se establecerá una serie de consideraciones generales para la simulación de los procesos aquí descritos.

- A) La eficiencia de cada uno de los compresores dentro del proceso es del 80%.
- B) La temperatura del aire es de 70 grados Fahrenheit y la temperatura de acercamiento de los soloaires es de 40 grados Fahrenheit, por lo tanto, la temperatura de salida de la corriente alimentada a éste equipo será de 110 grados Fahrenheit.

En cuanto a las tablas se utilizarán las siguientes unidades: libras por hora para los flujos de las corrientes, BTU's por hora para los trabajos de compresión así como para las cargas térmicas, las temperaturas se darán en grados Fahrenheit; las cantidades de ligeros, ligeros recuperados, condensados, condensados recuperados, crudos, y crudos recuperados, están expresadas como porcentajes tomando como base la composición y el flujo de la corriente de alimentación al proceso, tal y como se especifica en el siguiente párrafo.



Para poder llevar a cabo el análisis y comparación de los resultados arrojados por la computadora, cada corriente de productos se subdividió en tres partes:

Parte uno: Componentes ligeros, que de aquí en adelante se les denominará "ligeros", compuesta de ácido sulfhídrico, bióxido de carbono, metano y etano.

Parte dos: Componentes de peso molecular medio, comprendidos desde propano hasta pentano; se le denominará "condensados".

Parte tres: Componentes pesados, comprendidos desde hexano hasta los componentes más pesados; recibirá el nombre de "crudos".

## II.2.- Breve descripción del proceso.

El sistema que opera actualmente Petróleos Mexicanos (figura 1) consta de cuatro tanques flash y un soloaire. La corriente de alimentación al proceso es separada en líquido y vapor en el primer tanque a una presión aproximada de  $70 \text{ Kg/cm}^2$ ; a continuación, la corriente de vapor es enfriada por un soloaire logrando así condensar una fracción de la corriente, que posteriormente es separada en el tanque número dos, resultando las corrientes de gas y condensado del proceso.

La corriente de líquido obtenida del tanque número uno se expande por medio de una válvula, provocando que la corriente que sale de la misma tenga una presión -- aproximada de  $4 \text{ Kg/cm}^2$ , con lo que se vaporiza parte de la mezcla. A continuación, ésta corriente es separada

en el tanque número tres: el producto gaseoso de la separación es quemado, y la corriente líquida es nuevamente expandida, pasándola por una válvula, de donde la corriente a dos fases producida se encuentra a una presión ligeramente mayor a la atmosférica; el siguiente paso es separar la mezcla en el tanque número cuatro, de donde finalmente se obtiene la corriente de crudos y los gases separados también son quemados.

### II.3.- Resultados de la simulación.

En la tabla número uno se enlistan los resultados obtenidos de la simulación del sistema utilizado por Petróleos Mexicanos.

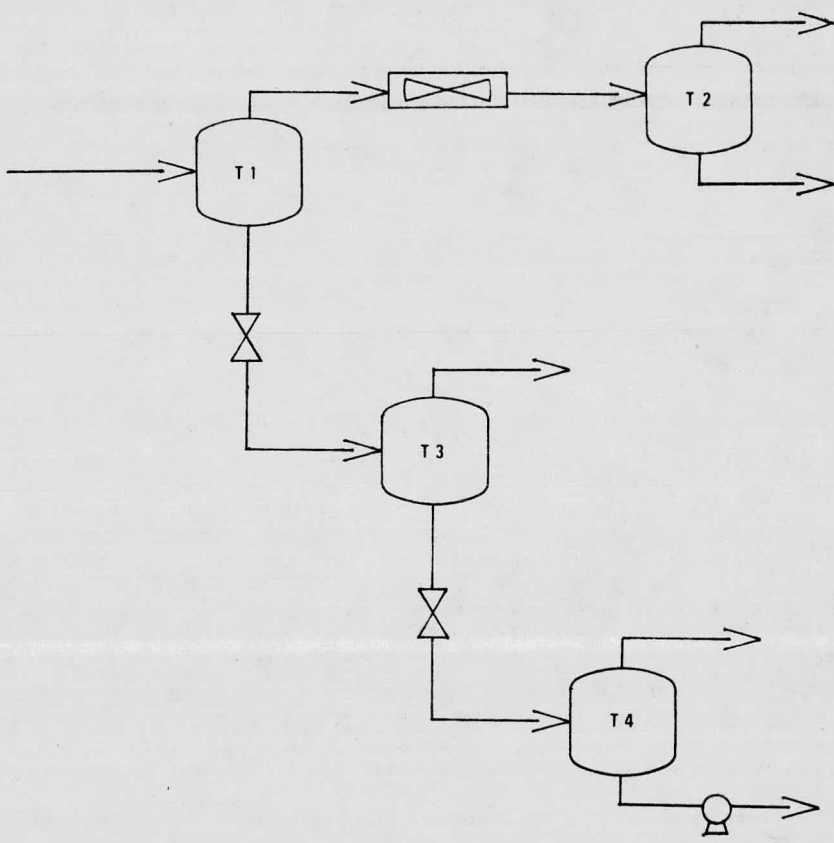


FIGURA 1  
SISTEMA UTILIZADO POR PETROLEOS MEXICANOS

TABLA 1

RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL SISTEMA USADO POR PEMEX

1.- Corriente de alimentación al proceso.

Ligeros = 25.18 %  
Condensados = 8.95 %  
Crudos = 65.87 %  
Temperatura = 194 °F  
Flujo = 46536.76 LB/H

2.- Corriente de gas.

Ligeros = 82.15 %	Ligeros recuperados = 88.8 %
Condensados = 15.88 %	Condensados recuperados = 48.25 %
Crudos = 1.97 %	Crudos recuperados = 0.82 %
Temperatura = 110 °F	
Flujo = 12665.19 LB/H	

3.- Corriente de condensados.

Ligeros = 26.74 %	Ligeros recuperados = 3.87 %
Condensados = 23.67 %	Condensados recuperados = 9.64 %
Crudos = 49.59 %	Crudos recuperados = 2.75 %
Temperatura = 110 °F	
Flujo = 1696.98 LB/H	

4.- Corriente de crudos.

Ligeros = 0.37 %	Ligeros recuperados = 0.93 %
Condensados = 2.54 %	Condensados recuperados = 18.03 %
Crudos = 97.09 %	Crudos recuperados = 93.72 %
Temperatura = 228.08 °F	
Flujo = 29588.12 LB/H	

III.- SIMULACION Y SELECCION DE ALTERNATIVAS BASICAS

### III.- SIMULACION Y SELECCION DE ALTERNATIVAS BASICAS

Como alternativa básica para el diseño evolutivo se tomó al proceso que llamaremos sistema uno. Este - proceso es lo primero en lo que se puede pensar para la separación requerida. Consiste en una serie de separaciones de la corriente de alimentación a diferentes presiones del vapor y el líquido producidos; los vapores son posteriormente comprimidos y enfriados para - mezclarse después y obtener así la corriente de gas; los productos líquidos obtenidos, son recolectados, y de ésta forma se obtienen los productos de peso molecular medio.

Esta alternativa está compuesta del siguiente equipo: seis tanques flash, tres compresores, y tres soloaires, y se opera conforme a los pasos listados en los párrafos siguientes:

- A) La corriente que sirve de alimentación al proceso es separada en el tanque número uno.
- B) El líquido proveniente del tanque número uno es expandido pasándolo por la válvula número uno, y es separada la corriente a dos fases producida en el tanque número dos.
- C) El líquido proveniente del tanque número dos es expandido al pasar por la válvula número dos, y la corriente es separada en el tanque número tres, siendo la corriente de líquido resultante, la corriente de productos llamada corriente de crudos.

D) La corriente de gas saliente del tanque número tres es pasada por el compresor número uno, y posteriormente mezclada con la corriente de gas proveniente de el tanque número dos.

E) La corriente resultante del inciso D) es enfriada por el soloaire número uno, y la corriente de salida de éste equipo es separada en el tanque número cuatro.

F) El gas producido en la separación del inciso anterior se pasa por el compresor número dos, a continuación es enfriada por el soloaire dos, y separada en el tanque número cinco.

G) Los gases del tanque número cinco se pasan al compresor número tres y se mezclan con la corriente de gas obtenida del tanque número uno.

H) La corriente obtenida de la mezcla en el inciso G) es enfriada en el soloaire número tres y separada en el tanque número seis; la corriente de gas de éste tanque es la segunda corriente de productos llamada corriente de gas.

I) Las corrientes obtenidas de los tanques números cuatro, cinco y seis en fase líquida, se bombean y mezclan finalmente para obtener la tercera corriente de productos - llamada corriente de condensados.

Las condiciones de operación de los diferentes equipos está dada en la tabla dos, el esquema del proceso se encuentra en la figura número dos, y los resultados de su simulación se enlistan en la tabla número tres.

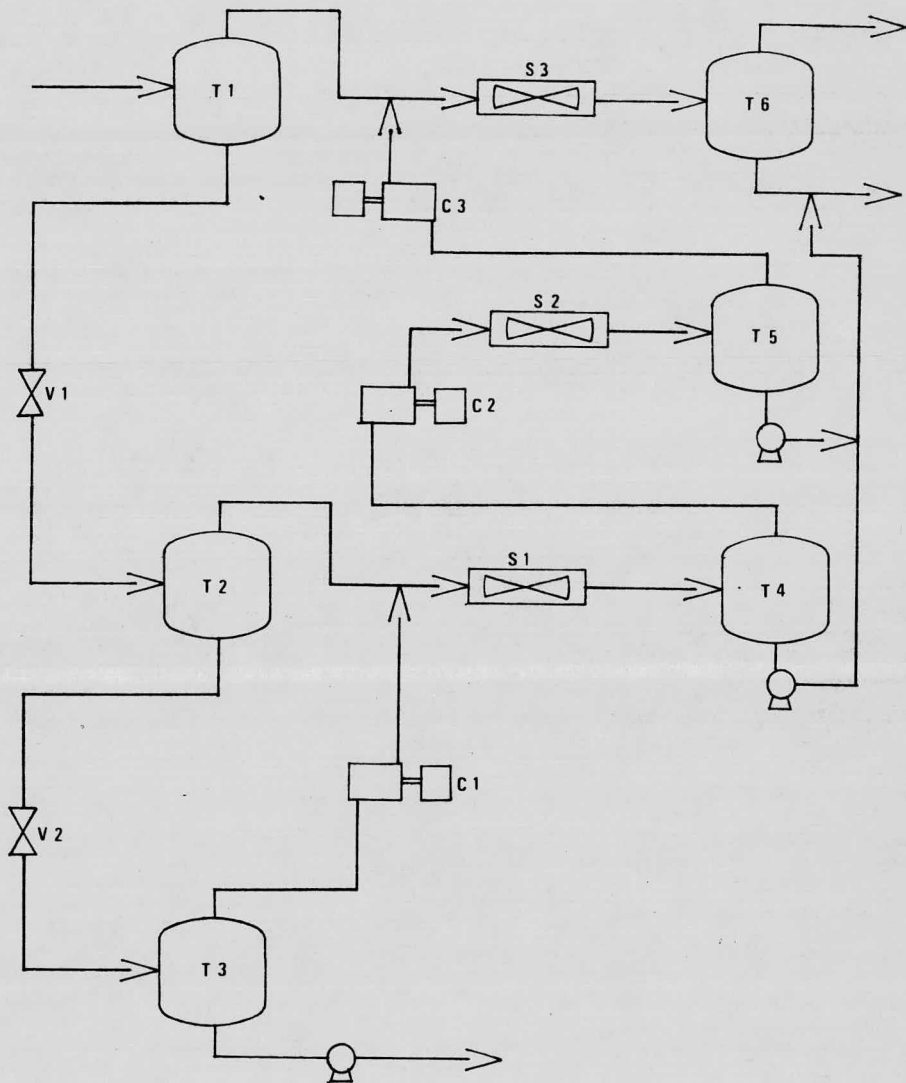


FIGURA 2  
SISTEMA UNO



TABLA 2

DATOS DE OPERACION DEL SISTEMA NUMERO UNO

1.- Presiones de operación de los tanques flash.

TANQUE 1	70 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 2	4 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 3	1 ATM.
TANQUE 4	4 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 5	17 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 6	70 KG/CM <sup>2</sup>

2.- Presiones de entrada y salida de los compresores.

	ENTRADA	SALIDA
COMPRESOR 1	1 ATM.	4 KG/CM <sup>2</sup>
COMPRESOR 2	4 KG/CM <sup>2</sup>	17 KG/CM <sup>2</sup>
COMPRESOR 3	17 KG/CM <sup>2</sup>	70 KG/CM <sup>2</sup>

TABLA 3

RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL SISTEMA NUMERO UNO

1.- Corriente de gas.

Ligeros	= 80.08 %	Ligeros recuperados	= 94.08 %
Condensados	= 18.12 %	Condensados recuperados	= 59.86 %
Crudos	= 1.8 %	Crudos recuperados	= 0.81 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 13766.81 LB/H		

2.- Corriente de condensados.

Ligeros	= 18.36 %	Ligeros recuperados	= 4.99 %
Condensados	= 28.86 %	Condensados recuperados	= 22.09 %
Crudos	= 52.78 %	Crudos recuperados	= 5.49 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 3189.54 LB/H		

3.- Corriente de crudos.

Ligeros	= 0.37 %	Ligeros recuperados	= 0.93 %
Condensados	= 2.54 %	Condensados recuperados	= 18.04 %
Crudos	= 97.09 %	Crudos recuperados	= 93.69 %
Temperatura	= 228.16 °F		
Flujo	= 29580.4 LB/H		

4.- Trabajo total de compresión y carga térmica total.

Trabajo	= 251854 BTU/H
Carga termica	= 1601162 BTU/H

IV.- DISEÑO EVOLUTIVO

#### IV.- DISEÑO EVOLUTIVO

Como primer paso en el diseño evolutivo, se analizó el proceso base en cuanto a su forma de operación, resultando que se trata solamente de una serie de separaciones en tanques flash y mezclado de corrientes sin apoyo en la experiencia de operaciones tales como la destilación para obtener una buena separación de la corriente de petróleo.

En base a la observación anterior, se recurrió a la experiencia de la destilación para generar un nuevo proceso de separación. La característica que se dará al proceso consiste en poner en contacto el vapor obtenido de cualquiera de las etapas de separación con el líquido de la etapa que le precede, tal y como sucede en una torre de destilación.

Con la meta anteriormente fijada, se creó el sistema número dos, el cual opera como una torre agotadora, que en su parte superior tiene instalado un condensador parcial, y a continuación, un tanque de separación. Se efectuó un corte a una de las corrientes de vapor de recirculación para obtener los componentes medios de que consta la corriente de condensados, aprovechando que los vapores de recirculación tienen que ser comprimidos en dos etapas y enfriados en una de ellas, provocando así que una fracción de la corriente condense; entonces, éste corte tiene el efecto de una extracción lateral a la torre agotadora.

Esta alternativa consta de cuatro tanques flash, tres compresores y cuatro soloaires. La forma en la cual opera se da en los siguientes incisos:

- A) La corriente de alimentación al proceso es mezclada con la corriente proveniente del soloaire número tres y separada en el tanque número uno.
- B) La corriente de gas del tanque número uno es enfriada por el soloaire número cuatro y separada en el tanque número cinco; la corriente de gas del tanque número cinco es la corriente de productos llamada corriente de gas.
- C) La corriente de líquido del tanque número uno es expandida por una válvula y mezclada con la corriente que proviene del soloaire número uno, a continuación la mezcla es separada en el tanque número dos.
- D) La corriente de líquido del tanque dos es expandida por una válvula y separada en el tanque número tres; la corriente líquida resultante es la corriente de productos llamada corriente de crudos.
- E) La corriente de gas del tanque número tres se pasa por el compresor número uno y es posteriormente enfriada por el soloaire número uno para su recirculación hacia el tanque número dos.
- F) La corriente de gas del tanque número dos se pasa por el compresor número dos, a continuación es enfriada por el soloaire número dos y se separa en el tanque número cuatro.
- G) La corriente de líquido del tanque número cuatro es mezclada con la corriente de líquido proveniente del tanque número cinco, resultando la corriente de produc-

tos llamada corriente de condensado.

H) La corriente de gas del tanque número cuatro se pasa al compresor número tres, a continuación es enfriada por el soloaire número tres para ser recirculada al tanque número uno.

Las condiciones de operación de los equipos se encuentra en la tabla número cuatro, el esquema del proceso en la figura número tres, y los resultados de su simulación se enlistan en la tabla número cinco.

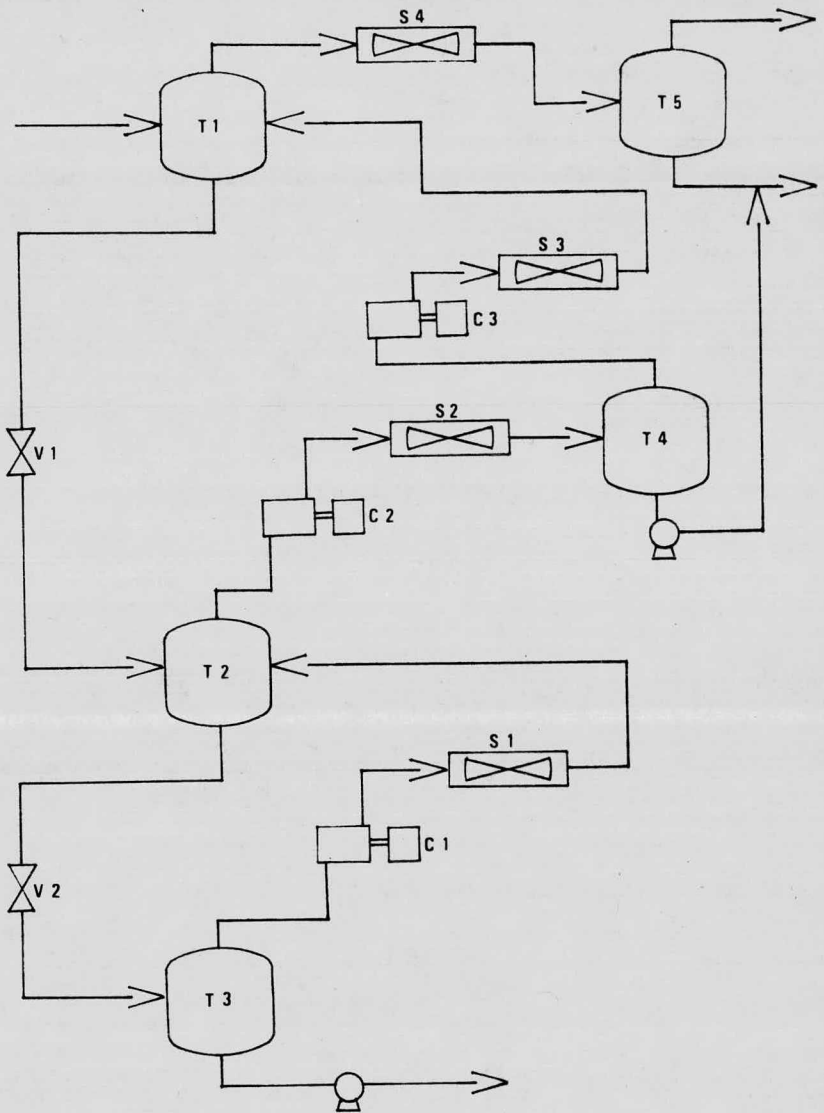


FIGURA 3  
SISTEMA DOS

TABLA 4

DATOS DE OPERACION DEL SISTEMA NUMERO DOS

1.- Presiones de operación de los tanques flash.

TANQUE 1	70 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 2	4 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 3	1 ATM.
TANQUE 4	17 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 5	70 KG/CM <sup>2</sup>

2.- Presiones de entrada y salida de los compresores.

	ENTRADA	SALIDA
COMPRESOR 1	1 ATM.	4 KG/CM <sup>2</sup>
COMPRESOR 2	4 KG/CM <sup>2</sup>	17 KG/CM <sup>2</sup>
COMPRESOR 3	17 KG/CM <sup>2</sup>	70 KG/CM <sup>2</sup>



TABLA 5

RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL SISTEMA NUMERO DOS

1.- Corriente de gas.

Ligeros	= 81.22 %	Ligeros recuperados	= 93.78 %
Condensados	= 16.93 %	Condensados recuperados	= 54.99 %
Crudos	= 1.85 %	Crudos recuperados	= 0.98 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 13519.82 LB/H		

2.- Corriente de condensados.

Ligeros	= 21.5 %	Ligeros recuperados	= 5.08 %
Condensados	= 31.43 %	Condensados recuperados	= 21.46 %
Crudos	= 47.07 %	Crudos recuperados	= 4.51 %
Temperatura	= 108.72 °F		
Flujo	= 2833.77 LB/H		

3.- Corriente de crudos.

Ligeros	= 0.42 %	Ligeros recuperados	= 1.13 %
Condensados	= 3.24 %	Condensados recuperados	= 23.54 %
Crudos	= 96.34 %	Crudos recuperados	= 94.51 %
Temperatura	= 217.38 °F		
Flujo	= 30183.18 LB/H		

4.- Trabajo total de compresión y carga térmica total.

Trabajo	= 316290 BTU/H
Carga térmica	= 1866450 BTU/H

Analizando la tabla de resultados de la simulación del sistema número dos, se encontró que la corriente de crudos contiene una cantidad alta de componentes ligeros, lo cual significa que se tiene mucho reflujó en el sistema; además, el trabajo de compresión se ha incrementado necesariamente por la condición anterior, por lo cual, para eliminar éste defecto, se retiran del sistema los soloaires números uno y tres; los soloaires números dos y cuatro permanecerán en el sistema debido a que el primero de ellos es necesario porque la compresión de los vapores se debe de llevar a cabo en dos etapas, ya que la presión a la cual hay que alimentarlos al tanque número uno no permite hacerlo en una sola etapa; en cuanto al soloaire número cuatro, su presencia es necesaria para obtener productos de peso molecular medio como productos, y al mismo tiempo producir una corriente de gas más pura.

El esquema de éste nuevo sistema generado, llamado sistema tres se encuentra en la figura cuatro, y los resultados de su simulación se enlistan en la tabla número seis.

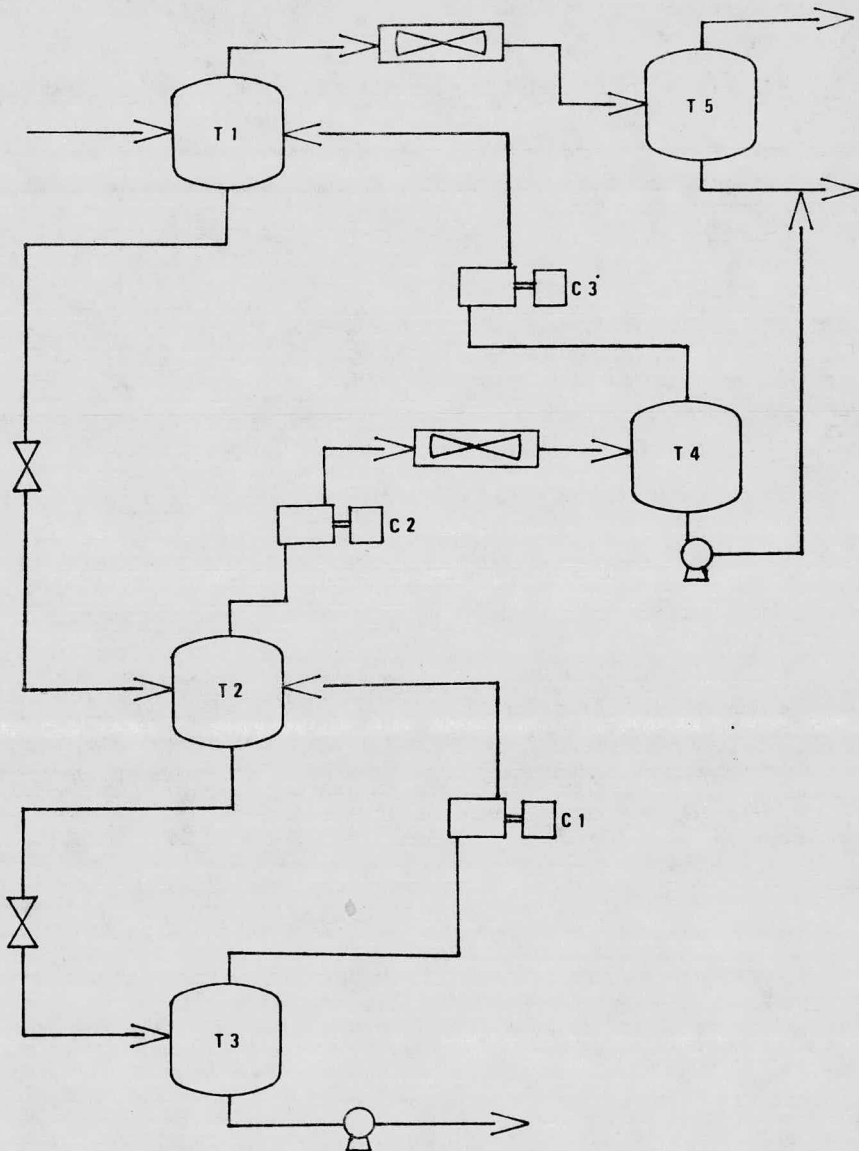


FIGURA 4  
SISTEMA TRES

TABLA 6

RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL SISTEMA NUMERO TRES

1.- Corriente de gas.

Ligeros	= 81.13 %	Ligeros recuperados	= 93.38 %
Condensados	= 17.0 %	Condensados recuperados	= 54.98 %
Crudos	= 1.87 %	Crudos recuperados	= 0.83 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 13485.82 LB/H		

2.- Corriente de condensados.

Ligeros	= 20.4 %	Ligeros recuperados	= 5.83 %
Condensados	= 32.31 %	Condensados recuperados	= 25.96 %
Crudos	= 47.29 %	Crudos recuperados	= 5.17 %
Temperatura	= 108.67 °F		
Flujo	= 3349.29 LB/H		

3.- Corriente de crudos.

Ligeros	= 0.31 %	Ligeros recuperados	= 0.80 %
Condensados	= 2.68 %	Condensados recuperados	= 19.07 %
Crudos	= 97.01 %	Crudos recuperados	= 94.0 %
Temperatura	= 235.03 °F		
Flujo	= 29701.65 LB/H		

4.- Trabajo total de compresión y carga térmica total.

Trabajo	= 320798 BTU/H
Carga térmica	= 1580028 BTU/H

Para aumentar el número de etapas de contacto entre el vapor y el líquido, se adicionó un tanque flash al sistema número tres, éste tanque opera a presión intermedia entre los tanques números uno y dos; se obtiene así una torre agotadora con un condensador parcial en la parte superior y a continuación un tanque de separación; en éste paso se ha eliminado la extracción lateral del sistema, y al tener una etapa intermedia de contacto para el vapor y el líquido entre los tanques números uno y dos, la cantidad de vapor que se debe comprimir es menor, por lo cual, es de esperarse que el trabajo de compresión disminuya.

El esquema del nuevo sistema llamado sistema cuatro se encuentra en la figura cinco; los datos de operación de los equipos se encuentran en la tabla número siete, y los resultados de su simulación se enlistan en la tabla número ocho.

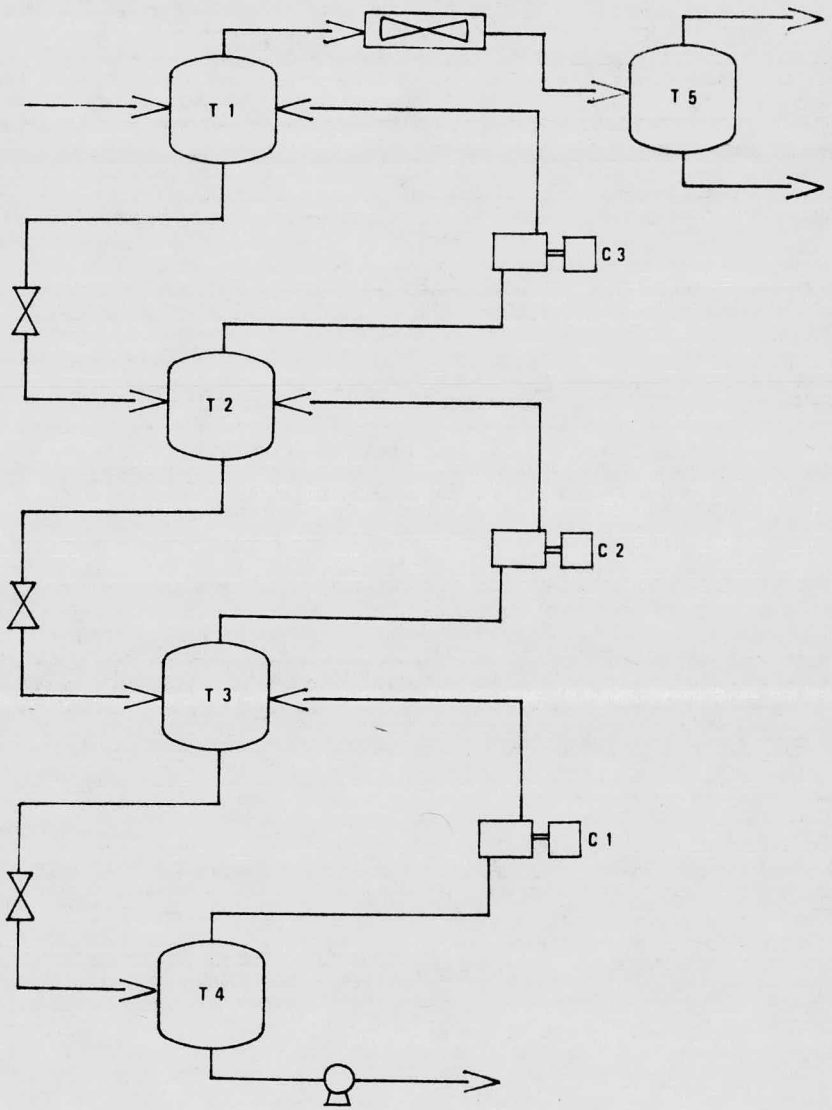


FIGURA 5  
SISTEMA CUATRO

TABLA 7

DATOS DE OPERACION DEL SISTEMA NUMERO CUATRO

1.- Presiones de operación de los tanques flash.

TANQUE 1	70 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 2	17 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 3	4 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 4	1 ATM.
TANQUE 5	70 KG/CM <sup>2</sup>

2.- Presiones de entrada y salida de los compresores.

	ENTRADA	SALIDA
COMPRESOR 1	1 ATM.	4 KG/CM <sup>2</sup>
COMPRESOR 2	4 KG/CM <sup>2</sup>	17 KG/CM <sup>2</sup>
COMPRESOR 3	17 KG/CM <sup>2</sup>	70 KG/CM <sup>2</sup>

TABLA 8

RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL SISTEMA NUMERO CUATRO

1.- Corriente de gas.

Ligeros	= 79.16 %	Ligeros recuperados	= 92.7 %
Condensados	= 19.03 %	Condensados recuperados	= 62.68 %
Crudos	= 1.81 %	Crudos recuperados	= 0.83 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 13730.32 LB/H		

2.- Corriente de condensados.

Ligeros	= 27.03 %	Ligeros recuperados	= 6.98 %
Condensados	= 29.7 %	Condensados recuperados	= 21.62 %
Crudos	= 43.28 %	Crudos recuperados	= 4.3 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 3038.16 LB/H		

3.- Corriente de crudos.

Ligeros	= 0.13 %	Ligeros recuperados	= 0.33 %
Condensados	= 2.2 %	Condensados recuperados	= 15.69 %
Crudos	= 97.68 %	Crudos recuperados	= 94.86 %
Temperatura	= 266.11 °F		
Flujo	= 29768.27 LB/H		

4.- Trabajo total de compresión y carga térmica total.

Trabajo	= 685644 BTU/H
Carga térmica	= 1365846 BTU/H



El análisis de los resultados de la simulación del sistema cuatro dieron como resultado que el trabajo de compresión aumentó considerablemente; aunque la pureza, recuperación y temperatura de la corriente de crudos es hasta ahora la mejor que se ha obtenido; se consideró que es poco lo que se ha ganado, comparándolo con el aumento del trabajo de compresión; aunque, si el objetivo de la separación fuera obtener una corriente de crudos lo más pura y estable posible, éste sistema sería muy satisfactorio para seguir con el diseño evolutivo, pero como la meta fijada es obtener una buena separación de los componentes en las corrientes de ligeros, condensados y crudos, el diseño evolutivo continuará con el sistema tres.

Con la experiencia adquirida del sistema cuatro, se añadió un tanque de separación que opera a presión intermedia entre las presiones de operación de los tanques uno y dos del sistema tres, pero conservando el corte hecho anteriormente para obtener los productos de peso molecular medio; en vez de volver a comprimir los vapores salientes del tanque número cuatro, se ponen en contacto con la nueva etapa añadida al sistema y los vapores obtenidos de ella son comprimidos y recirculados al tanque número uno.

Con los cambios anteriormente mencionados, se intenta reducir el trabajo de compresión requerido, ya que la cantidad de gas que se debe de comprimir de un

nivel de presión bajo a uno alto es menor; otra ventaja del nuevo sistema llamado sistema cinco, es que se tiene una etapa adicional de contacto entre el vapor y el líquido en la torre agotadora.

El esquema del sistema cinco se encuentra en la figura seis; los datos de operación de los equipos se encuentran en la tabla nueve, y los resultados de su simulación se enlistan en la tabla diez.

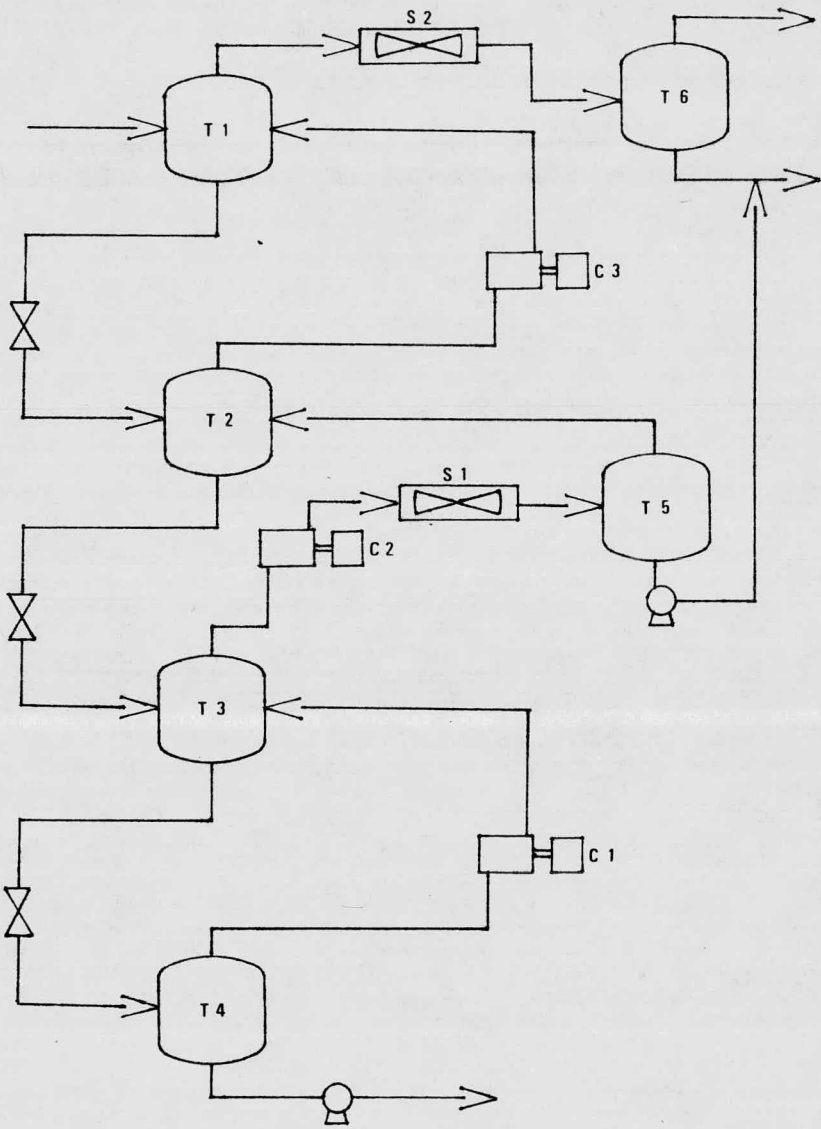


FIGURA 6  
SISTEMA CINCO

TABLA 9

DATOS DE OPERACION DEL SISTEMA NUMERO CINCO

1.- Presiones de operación de los tanques flash.

TANQUE 1	70 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 2	17 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 3	4 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 4	1 ATM.
TANQUE 5	17 KG/CM <sup>2</sup>
TANQUE 6	70 KG/CM <sup>2</sup>

2.- Presiones de entrada y salida de los compresores.

	ENTRADA	SALIDA
COMPRESOR 1	1 ATM.	4 KG/CM <sup>2</sup>
COMPRESOR 2	4 KG/CM <sup>2</sup>	17 KG/CM <sup>2</sup>
COMPRESOR 3	17 KG/CM <sup>2</sup>	70 KG/CM <sup>2</sup>

TABLA 10

RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL SISTEMA NUMERO CINCO

1.- Corriente de gas.

Ligeros	= 81.76 %	Ligeros recuperados	= 92.59 %
Condensados	= 16.29 %	Condensados recuperados	= 51.84 %
Crudos	= 1.96 %	Crudos recuperados	= 0.85 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 13266.76 LB/H		

2.- Corriente de condensados.

Ligeros	= 20.11 %	Ligeros recuperados	= 6.41 %
Condensados	= 32.71 %	Condensados recuperados	= 29.53 %
Crudos	= 47.19 %	Crudos recuperados	= 5.67 %
Temperatura	= 108.6 °F		
Flujo	= 3718.7 LB/H		

3.- Corriente de crudos.

Ligeros	= 0.4 %	Ligeros recuperados	= 1.01 %
Condensados	= 2.63 %	Condensados recuperados	= 18.64 %
Crudos	= 96.97 %	Crudos recuperados	= 93.49 %
Temperatura	= 229.97 °F		
Flujo	= 29551.3 LB/H		

4.- Trabajo total de compresión y carga térmica total.

Trabajo	= 390808 BTU/H
Carga térmica	= 1771391 BTU/H

Al analizar los resultados de la simulación del sistema cinco, se encontró que el trabajo de compresión ha aumentado con respecto al del sistema tres, ésto es debido a que la corriente de líquido que se obtiene del tanque número uno, después de ser pasada por la válvula, se encuentra como un líquido subenfriado; la razón de éste comportamiento se explica en base a que la mezcla contiene una cantidad alta de componentes ligeros, y por lo tanto, la curva que señala el equilibrio vapor-líquido tiene una pendiente negativa en la zona en la cual se está operando; entonces, al expandir el líquido saturado no se obtienen dos fases, sino que sólo se obtiene líquido subenfriado.

El efecto producido por el líquido subenfriado que se mezcla con la corriente de gas que se está recirculando, es el de condensar parte de la corriente de gas, llevándose así componentes ligeros y de peso molecular medio en el líquido posteriormente separado; otro efecto negativo es el aumento de componentes pesados en la corriente de gas obtenida después de separar la mezcla producida.

Debido a que la corriente de líquido alimentada al tanque número tres contiene muchos componentes ligeros y de peso molecular intermedio, la corriente de gas obtenida después de separar la mezcla en el tanque número tres, se lleva consigo éstos componentes, por lo tanto, el trabajo de compresión se ve incrementado

por el efecto del aumento en el flujo de la corriente de gas que se tiene que comprimir y enviar al tanque número cinco.

Tomando en cuenta las inconveniencias antes mencionadas del sistema cinco, y regresando al sistema tres, se creó el sistema seis, en el cual, en vez de mezclar el condensado obtenido de los tanques números cuatro y cinco del sistema tres, para obtener la corriente de condensados, se mezcla el líquido obtenido del tanque número cinco con la corriente que proviene del tanque número dos en el tanque número cuatro; ahora la corriente de condensados es el líquido separado en el tanque número cuatro. La mezcla que se está proponiendo obedece a que el líquido obtenido del tanque número cinco contiene bastantes componentes ligeros; entonces, al mezclar éste líquido en el tanque número cuatro con la corriente que proviene del tanque número dos se obtiene una etapa más de separación, con lo cual se busca que los componentes ligeros sean separados en la fase vapor obtenida de la separación.

El esquema del sistema seis se encuentra en la figura siete, y los resultados de su simulación se enlistan en la tabla once.

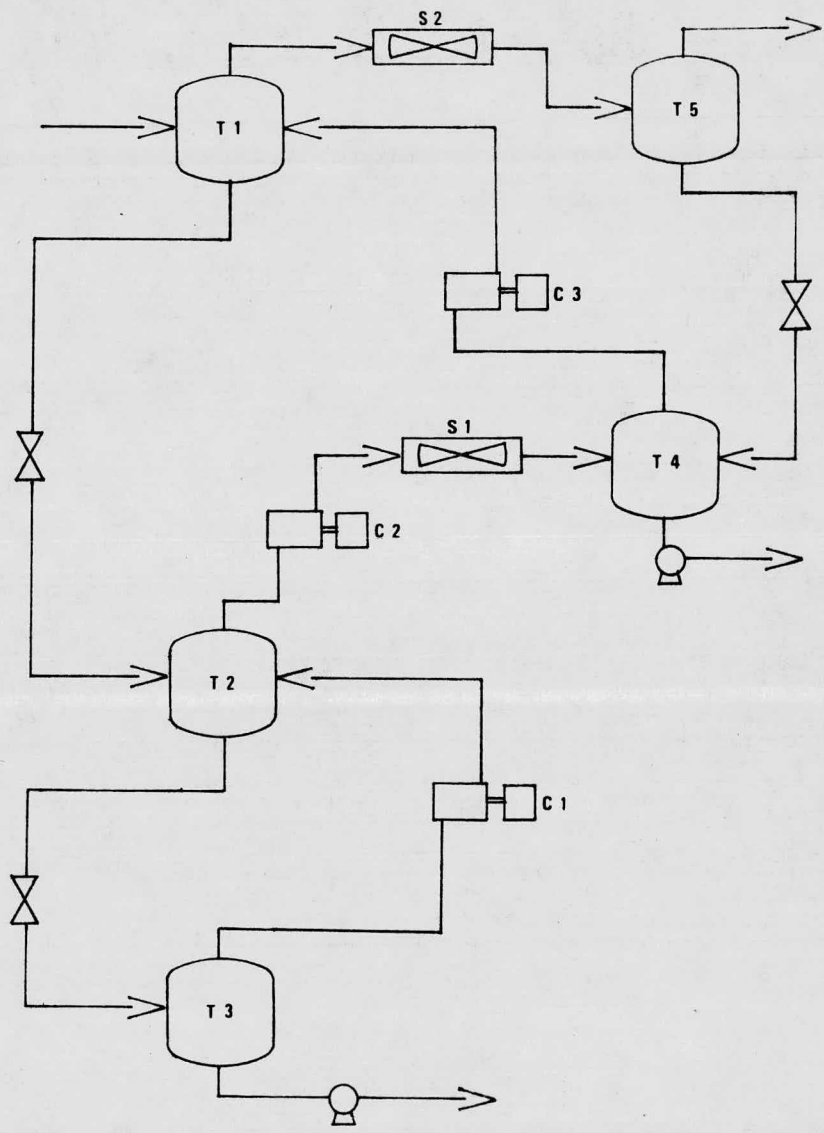


FIGURA 7  
SISTEMA SEIS



TABLA 11

RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL SISTEMA NUMERO SEIS

1.- Corriente de gas.

Ligeros	= 81.38 %	Ligeros recuperados	= 95.84 %
Condensados	= 16.75 %	Condensados recuperados	= 55.43 %
Crudos	= 1.87 %	Crudos recuperados	= 0.84 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 13798.33 LB/H		

2.- Corriente de condensados.

Ligeros	= 12.8 %	Ligeros recuperados	= 3.35 %
Condensados	= 35.06 %	Condensados recuperados	= 25.85 %
Crudos	= 52.14 %	Crudos recuperados	= 5.23 %
Temperatura	= 93.31 °F		
Flujo	= 3073.39 LB/H		

3.- Corriente de crudos.

Ligeros	= 0.32 %	Ligeros recuperados	= 0.81 %
Condensados	= 2.63 %	Condensados recuperados	= 18.72 %
Crudos	= 97.05 %	Crudos recuperados	= 93.93 %
Temperatura	= 235.48 °F		
Flujo	= 29665.04 LB/H		

4.- Trabajo total de compresión y carga térmica total.

Trabajo	= 346918.8 BTU/H
Carga térmica	= 1596335 BTU/H

El análisis de los resultados de la simulación del sistema seis, comparados con los del sistema tres indican que la cantidad de ligeros recuperados aumentó así como la pureza de la corriente de condensados; el trabajo de compresión requerido es un poco mayor, pero es justificado por las ventajas obtenidas.

Para corroborar lo expuesto en el sistema cinco acerca de la corriente de líquido subenfriado obtenida al expandir por una válvula el líquido separado en el tanque número uno, se adicionó al sistema número seis la etapa de contacto intermedia que se tenía en el sistema cinco.

El esquema del nuevo sistema (sistema siete) se encuentra en la figura ocho, y los resultados de su simulación se enlistan en la tabla número doce.

Los resultados de la simulación del sistema siete confirman lo dicho acerca de la corriente de líquido subenfriado que se alimenta al tanque número dos, ya que el trabajo de compresión para éste sistema ha aumentado con respecto al utilizado por el sistema seis.

Por lo expuesto en el párrafo anterior, el diseño evolutivo retorna al sistema seis para tomarlo como base para nuevas mejoras al proceso. Una posible modificación al sistema seis sería mezclar el gas obtenido del tanque número cuatro con el gas producido en el tanque número uno, en vez de mezclarlo con la corriente

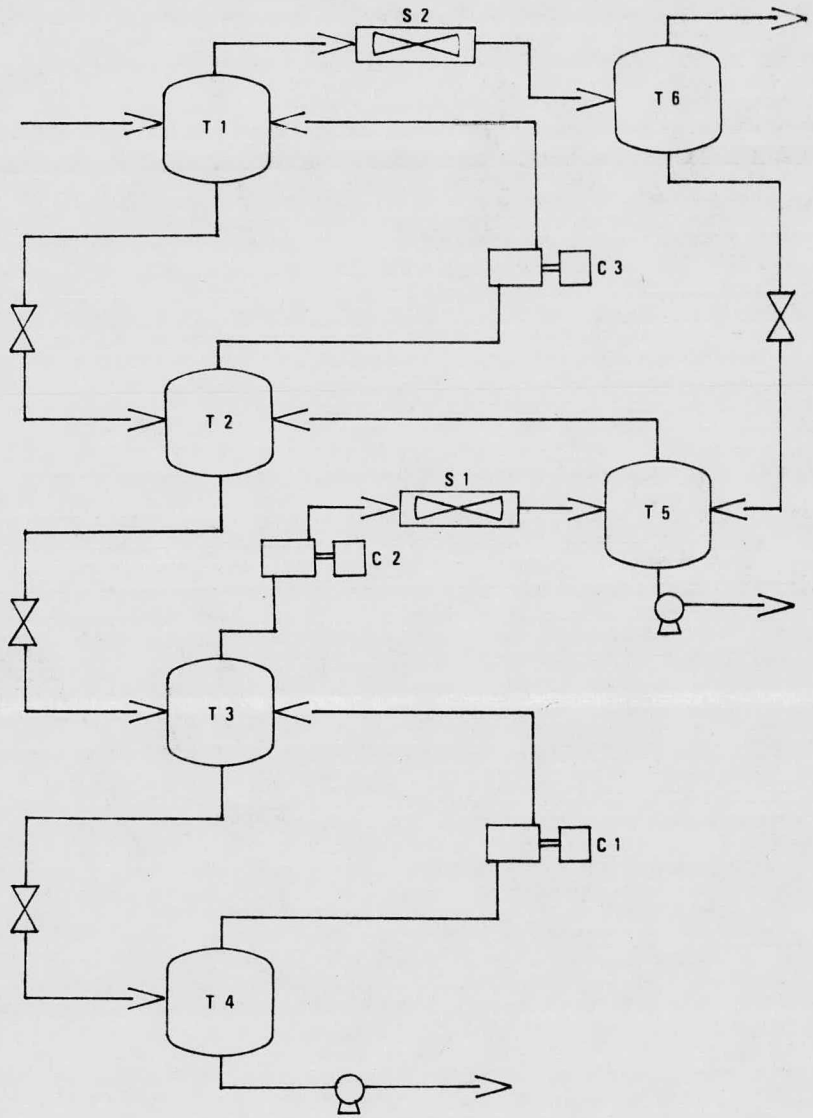


FIGURA 8  
SISTEMA SIETE

TABLA 12

RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL SISTEMA NUMERO SIETE

1.- Corriente de gas.

Ligeros	= 81.65 %	Ligeros recuperados	= 94.75 %
Condensados	= 16.39 %	Condensados recuperados	= 53.48 %
Crudos	= 1.96 %	Crudos recuperados	= 0.87 %
Temperatura	= 110 °F		
Flujo	= 13597 LB/H		

2.- Corriente de condensados.

Ligeros	= 14.2 %	Ligeros recuperados	= 4.17 %
Condensados	= 34.67 %	Condensados recuperados	= 28.6 %
Crudos	= 51.13 %	Crudos recuperados	= 5.73 %
Temperatura	= 97.72 °F		
Flujo	= 3439.06 LB/H		

3.- Corriente de crudos.

Ligeros	= 0.43 %	Ligeros recuperados	= 1.08 %
Condensados	= 2.53 %	Condensados recuperados	= 17.92 %
Crudos	= 97.04 %	Crudos recuperados	= 93.4 %
Temperatura	= 230.7 °F		
Flujo	= 29500.7 LB/H		

4.- Trabajo total de compresión y carga térmica total.

Trabajo	= 421153.97 BTU/H
Carga Térmica	= 1556169.4 BTU/H

de alimentación, pero se perdería una etapa de separación, en la cual, la corriente de gas que se está recirculando tiene una temperatura mayor que la de la corriente de alimentación, y por lo tanto, se separa una mayor cantidad de componentes ligeros y de peso molecular medio; si éstos componentes no se separan en ésta primera etapa de equilibrio, tendrían que ser separados en alguna etapa posterior, por lo cual, el trabajo de compresión requerido aumentaría sensiblemente.

En base a la consideración anterior, el diseño evolutivo se dá por concluído, debido a que el cambio que es posible efectuar en el sistema, no sería una mejora para el mismo.

Finalmente se ha obtenido un sistema que tiene la forma de una torre agotadora, en la cual se tiene un corte intermedio hacia una torre lateral para la obtención de componentes de peso molecular medio; también cuenta la torre agotadora con un condensador parcial en su parte superior; el líquido separado en el condensador es recirculado a la torre lateral, de ésta forma se obtiene el condensado parcial y la corriente de productos ligeros. La corriente de productos de peso molecular alto se obtiene en el fondo de la torre agotadora.

V.- RESULTADOS Y RECOMENDACIONES

## V.- RESULTADOS Y RECOMENDACIONES

Para llevar a cabo la selección del mejor de los procesos ya presentados, se tomó como primera condición a cumplir que el proceso proporcione las mejores purezas y recuperaciones en las corrientes de productos. Para tal efecto, se creó la tabla número trece, en la cual se enlistan cada una de las corrientes de productos obtenidas, la pureza y recuperación de la fracción de interés en cada caso, así como las temperaturas de las corrientes de crudos obtenidas y el trabajo de compresión requerido por cada sistema. El proceso que proporciona las corrientes más puras, con mejor recuperación y un trabajo de compresión no muy elevado es el sistema seis; por lo tanto, en cuanto al cumplimiento del primer criterio, una selección tentativa sería el sistema seis.

En cuanto a la segunda condición a cumplir, se consideró que un buen parámetro para la selección sería la eficiencia termodinámica del proceso, ya que otro de los objetivos perseguidos es el de que el sistema finalmente seleccionado sea lo más eficiente posible (el trabajo consumido por el sistema debe reflejarse en un aumento proporcional de la pureza de los productos obtenidos).

El cálculo de la eficiencia termodinámica de cada proceso se llevó a cabo utilizando las expresiones dadas por King (1974).

Primero se calculó el incremento de energía disponible de los productos sobre la alimentación, éste incremento es una medida del trabajo mínimo requerido para la separación. Las ecuaciones que se utilizaron son las siguientes:

$$W_{\min, t_0} = \Delta H - t_0 \Delta S$$

$$EFA = W_{\min, t_0} / W_{\text{con}}$$

En donde  $W_{\min, t_0}$  es el trabajo mínimo para llevar a cabo la separación,  $\Delta H$  es el incremento de entalpia de los productos sobre la alimentación,  $\Delta S$  es el incremento de la entropía de los productos sobre la alimentación,  $t_0$  es la temperatura de los alrededores (en éste caso  $70^{\circ}\text{F}$ ),  $W_{\text{con}}$  es el trabajo consumido por el proceso, EFA es la eficiencia termodinámica.

Utilizando las ecuaciones presentadas, se elaboró la tabla número catorce, en donde se enlistan las eficiencias termodinámicas de cada uno de los sistemas presentados.

Del análisis de los datos de la tabla número catorce se concluyó que el mejor sistema de separación es el sistema siete, ya que es el más eficiente, y además proporciona una buena pureza de las corrientes de productos; el segundo lugar en cuanto a eficiencia se trata lo ocupa el sistema cuatro, pero se tuvo preferencia por el sistema seis para el segundo lugar, debido a que fué el sistema que mejor cumplió con la primera condición de selección, además de que el trabajo de compre-



sión que consume es menor que el del sistema cuatro; se concluyó que el mejor segundo proceso es el sistema seis, seguido en tercer lugar por el sistema cuatro. Es necesario recalcar que si lo que se desea es un proceso del cual se obtenga una corriente de crudos lo más pura y estable posible, y sin dar gran importancia a el trabajo de compresión consumido, la selección debe orientarse hacia el sistema cuatro; también es posible que se llegue a tener preferencia por un proceso que proporcione los productos más puros y que además el consumo de energía no sea muy elevado, en éste caso, la selección que se recomienda es el sistema seis.

Como puede observarse, no se llevó a cabo una selección rígida, sino que se plantean tres diferentes sistemas que pueden satisfacer el problema de la separación; ésto se debe a que la selección definitiva de alguno de los procesos depende del criterio de selección que adopte Petróleos Mexicanos, por lo tanto, ya que cada uno de los tres procesos seleccionados satisface un grupo diferente de criterios para la selección final, se puede considerar que las metas fijadas en el presente trabajo han sido alcanzadas porque se han satisfecho los requerimientos impuestos previamente.

TABLA 13

CORRIENTES DE PRODUCTOS DE LOS SISTEMAS PRESENTADOS

<u>S</u>	<u>W</u>	<u>L</u>	<u>LR</u>	<u>CO</u>	<u>COR</u>	<u>CR</u>	<u>CRR</u>	<u>TCR</u>
1	252	80.08	94.08	28.86	22.09	97.09	93.69	228.16
2	316	81.22	93.78	31.43	21.46	96.34	94.51	217.38
3	321	81.13	93.38	32.31	25.96	97.01	94.00	235.03
4	686	79.16	92.70	29.70	21.62	97.68	94.86	266.11
5	391	81.76	92.59	32.71	29.53	96.97	93.49	229.97
6	347	81.38	95.84	35.06	25.85	97.05	93.93	235.48
7	421	81.65	94.75	34.67	28.60	97.04	93.40	230.70
—	—	—	—	—	—	—	—	—

NOMENCLATURA UTILIZADA EN LA TABLA.

S = Numero de sistema.

W = Trabajo de compresión x  $10^{-3}$  (BTU/H).

L = Porcentaje de ligeros.

LR = Porcentaje de ligeros recuperados.

CO = Porcentaje de condensados.

COR = Porcentaje de condensados recuperados.

CR = Porcentaje de crudos.

CRR = Porcentaje de crudos recuperados.

TCR = Temperatura de la corriente de crudos ( $^{\circ}$ F).

TABLA 14

EFICIENCIAS TERMODINAMICAS DE LOS SISTEMAS PRESENTADOS

<u>SISTEMA</u>	<u>W min, t<sub>o</sub></u>	<u>W con</u>	<u>EFA</u>
1	-451	-1343	0.3359
2	-507	-1546	0.3277
3	-423	-1254	0.3378
4	-251	-1259	0.3686
5	-450	-1373	0.3278
6	-425	-1237	0.3438
7	-451	-1121	0.4020

NOMENCLATURA UTILIZADA EN LA TABLA.

W min, t<sub>o</sub> = Trabajo mínimo de separación x 10<sup>-3</sup> (BTU/H).

W con = Trabajo consumido por el proceso x 10<sup>-3</sup> (BTU/H).

EFA = Eficiencia termodinámica.

VI.- APENDICES

VI.- APENDICE ICALCULO DE LOS COEFICIENTES DE LA ECUACION DE PASSUT Y DANNER.

Debido a que en la literatura no se encuentran reportados los coeficientes de la ecuacion de Passut y Danner para hidrocarburos más pesados que el eicosano, fué necesario llevar a cabo su predicción mediante métodos de regresión utilizando el criterio de mínimos cuadrados, tomando para ello los coeficientes reportados de hidrocarburos tales como el eicosano y mas ligeros.

Como primer paso se creó una ecuación que representara en la regresión a cada uno de los coeficientes de la ecuación de Passut y Danner para la capacidad calorífica a presión constante, para ello se llevaron a cabo regresiones para la serie de hidrocarburos desde butano hasta eicosano para cada coeficiente proponiendo diferentes ecuaciones de ajuste; se encontró que la mejor forma de predecirlos en función de el número de carbonos del compuesto es la siguiente:

$$BH(I) = A(I) + B(I)/N$$

en donde A(I) y B(I) son los coeficientes de regresión y N es el número de carbonos del compuesto.

El segundo paso fué crear una función del tipo mínimos cuadrados para la regresión, la función mencionada es la siguiente:

$$F = \sum_{T=1}^{NT} \sum_{N=4}^{10} (C_{Pc}(T)_N - C_{Pp}(T)_N)^2$$

En donde  $CPc(T)_N$  es la capacidad calorífica a presión constante para el componente de N carbonos a la temperatura T y  $CPp(T)_N$  es la capacidad calorífica a presión constante predicha por la regresión para el componente de N carbonos a la temperatura T.

Para resolver la función objetivo planteada se utilizó el método de optimización de Hooke y Jeeves, del cual se obtuvieron los siguientes coeficientes de regresión:

$$\begin{aligned}
 CP &= B + 2CT + 3DT^2 + 4ET^3 + 5FT^4 \\
 B &= -0.024924 + 0.051906/N \\
 C &= 4.6089 \times 10^{-4} - 1.6777 \times 10^{-5}/N \\
 D &= -1.0338 \times 10^{-7} + 2.7003 \times 10^{-8}/N \\
 E &= 1.1583 \times 10^{-11} + 5.2541 \times 10^{-13}/N \\
 F &= -3.6027 \times 10^{-16} - 1.1186 \times 10^{-15}/N
 \end{aligned}$$

La forma tan sencilla de calcular cada uno de los coeficientes de la ecuación da facilidades para poder predecir la entalpia, la entropia y la capacidad calorífica en la fase vapor a presiones bajas de cualquier hidrocarburo más pesado que el eicosano.

VI.- APENDICE IISUBROUTINAS AGREGADAS AL PROGRAMA SIMULADOR DE PROCESOS

A continuación se listan las subrutinas que se añadieron al programa simulador de procesos, también se mencionan los cálculos que llevan a cabo cada una de ellas.

Subrutina CHECA.- Esta subrutina lleva a cabo el cálculo de las propiedades de una corriente conociendo su entalpía y su presión, analizando si se trata de un fluido que se encuentra en una fase o en dos; en el segundo caso la subrutina devuelve además de la corriente analizada dos corrientes adicionales que representan las fases líquido y vapor de la corriente analizada, incluyendo también todas sus propiedades en cada caso.

Subrutina CAMCAL.- Esta subrutina simula los efectos de un cambiador de calor sobre una corriente de proceso; se le proporcionan como datos la carga térmica y la caída de presión causada por el equipo. Esta subrutina utiliza a la subrutina CHECA para establecer las condiciones en que sale la corriente alimentada al equipo; por lo tanto, puede utilizarse ésta subrutina como un cambiador de calor, como un vaporizador total o parcial y como un condensador parcial o total.

Subrutina CHECAR.- Esta subrutina lleva a cabo la determinación del número de fases de la corriente a analizar

si se conoce su temperatura y presión, en caso de que se detecte que la corriente es a dos fases, lleva a cabo su descomposición en vapor y líquido mediante dos corrientes adicionales, calculándoles también todas sus propiedades.

Subrutina SOLAIR.- Esta subrutina simula la operación de un soloaire si se conocen la temperatura del aire, la temperatura de acercamiento y la caída de presión causada por el equipo; la corriente de entrada así como la de salida pueden ser de una o dos fases, ésta subrutina llama a la subrutina CHECAR para determinar las propiedades y el número de fases de la corriente de salida del equipo. Al igual que CAMCAL, si el fluido de salida del equipo es una corriente a dos fases, proporciona dos corrientes adicionales que son la descomposición en líquido y vapor con todas sus propiedades de la corriente de salida. Puede ser usada también como intercambiador de calor, condensador o vaporizador.

Subrutina CRITIC.- Dada una corriente del proceso, ésta subrutina calcula la temperatura y la presión crítica de la mezcla predichas por la ecuación de estado.

Subrutina FLASH1.- Esta subrutina calcula las propiedades de una mezcla líquido-vapor en equilibrio, proporcionando una corriente a dos fases ó una corriente saturada. Calcula las propiedades de dos corrientes adicionales, que son la separación en líquido y vapor de la corriente





alimentada.

Para cumplir con los balances de materia y energía se hace uso del método de Newton-Raphson, utilizando para ello derivadas numéricas de las funciones correspondientes.

La subrutina FLASH1 resuelve el problema de equilibrio conociendo cualquiera de las siguientes parejas de datos del sistema, además de su composición global:

- A) Presión y temperatura.
- B) Presión y relación de vaporización.
- C) Presión y entalpía.

Subrutina DISCO.- Esta subrutina lleva a cabo la lectura y/o escritura de archivos de datos en disco; consta de dos archivos, el primero es un archivo que contiene todos los datos termodinámicos para la simulación y el segundo archivo contiene toda la información de las corrientes que intervienen en la simulación, así como los parámetros adicionales para la corrida del programa simulador en la computadora.

Subrutina EVENTO.- Esta subrutina lee de un archivo de disco creado por el programa auxiliar llamado LEC los parámetros y la secuencia en que se usarán las diferentes subrutinas del simulador de procesos, o sea, está a su cargo la operación del programa.

Además de las subrutinas hechas, también se creó el programa auxiliar llamado LEC, que tiene como objeto crear los archivos de datos que necesita el simulador

de procesos para operar, uno de ellos es el archivo de datos de los parámetros y corrientes de la simulación y el otro es el archivo que contiene la secuencia de llamado de las subrutinas del simulador, así como los parámetros de las mismas.

Este programa opera en forma interactiva totalmente para poderse usar desde una terminal remota de la computadora; también lleva a cabo la creación de un listado en la impresora que contiene toda la información leída desde la terminal remota y la información grabada en los archivos de disco.

VII.- BIBLIOGRAFIA

VII.- BIBLIOGRAFIA

- 1.- Flores, J.I., "Desarrollo de un Simulador de Procesos Criogénicos", Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, UNAM, México, D.F., 1976.
- 2.- King, C.J., "Separation Processes", Mc Graw Hill Book Co., New York, N.Y., 1971.
- 3.- Kowalik, J., Osborne, M.R., "Methods for Unconstrained Optimization Problems", American Elsevier Publishing Co., New York, N.Y., 1968.
- 4.- Passut, C.A., Danner, R.P., Ind.Eng.Chem.Process Des.Develop., 11, (4), 543(1972).