



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

28
29

SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA
DIRECCIÓN GENERAL DE ADMINISTRACIÓN Y FINANZAS

FACULTAD DE QUIMICA

ANALISIS DE PROPUESTAS PARA REDUCIR LA PRODUCCION DE
AGUA AMARGA Y EL CONSUMO DE ENERGIA EN LA TORRE
DE DESTILACION ATMOSFERICA DE LA REFINERIA DE
TULA, HIDALGO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

AURELIA CHIU SIT



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.

TESIS

COMPLETA

JURADO

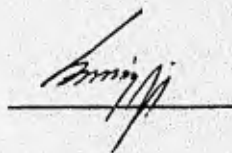
Presidente	Prof. ENRIQUE BAZUA RUEDA
Vocal	Prof. REYNALDO SANDOVAL GONZALEZ
Secretario	Prof. HECTOR MENDEZ FREGOSO
1er. Suplente	Prof. RODOLFO TORRES BARRERA
2do. Suplente	Prof. CELESTINO MONTIEL MALDONADO

Lugar donde se desarrolló el tema:

Facultad de Química, UNAM.

Asesor del tema:

Dr. Enrique Bazúa Rueda



A handwritten signature in dark ink, appearing to read 'Enrique', is written over a horizontal line.

Sustentante:

Aurelia Chiu Sit



A handwritten signature in dark ink, appearing to read 'Aurelia Chiu Sit', is written over a horizontal line.

Dedicatorias:

Este trabajo está dedicado a ti, mamá, por todo lo que representaste en nuestras vidas, quiero que sepas que aunque no estés físicamente conmigo sé que me acompañas en todo momento, y que gracias a todo lo que tú y papá me dieron se verá conchuido un peldaño más en mi vida que no hubiera sido posible sin el apoyo y el cariño que ambos me han brindado.

Gracias por toda tu vida que estuvo llena de sacrificios por todos nosotros, me gustaría tener la entereza suficiente para poder ser como tú.

Con todo mi amor, te llevo siempre conmigo.

A Nahielly Xin-Wu

Por el cambio que has dado a nuestras vidas, porque eres un simbolo de la fe y la esperanza que debemos tener en el futuro y por la alegría que nos has traído tu llegada.

Agradecimientos:

A mis padres Felicitas Sit e Ignacio Chiu,

Por todo lo que hicieron por mí, porque a ellos les debo mucho de lo que he llegado a ser hasta ahora, y sobre todo por todas las muestras de amor que me han dado.

A mis hermanos Francisco e Ignacio Chiu,

Por todos los momentos que hemos compartido juntos, y por servirme de ejemplo para seguir adelante, por apoyarme y ayudarme a sobreponerme en esos momentos.

A Andrea Avila,

Porque has estado conmigo en las buenas y en las malas, por darme tu apoyo, por permitirme tener la dicha de ser "tía" y porque realmente eres como "mi hermana".

A Elena Dávila,

Aunque no compartamos mucho tiempo juntas, quiero que sepas que realmente te estimo, y que te agradezco todo lo que has hecho por nosotros y por estar ahí cuando te hemos necesitado..

A Lorena Soria, Patricia Hernández y Verónica Hernández,

Ya que a pesar de que llevamos caminos totalmente distintos, la amistad que existe no se ha visto quebrantada, gracias por todo el apoyo, los consejos y los regalos que recibí de ustedes.

A Judith Acosta, Rocío Gachuz, Miguel A. Suáreztegui, Rogelio Bonilla, Rolando Zapata y Rodrigo,

Por todos esos momentos que compartimos, y por ser una prueba de que aún existe la amistad aún estando alejados.

A Jorge Chiu

Por estar conmigo en el momento más difícil de mi vida, y por todo el interés y el apoyo que me has brindado en todo este tiempo, realmente no sabes cuanto lo aprecio.

A Alfonso Yañez

Porque se que puedo contar con tu amistad incondicionalmente.

A Giovana Acosta, Adolfo Villagómez y Jaime Brito.

Por todo lo que compartimos a largo de la carrera, gracias por la amistad que me proporcionaron.

A Eric Castro

Simplemente por saber ser un buen amigo, es bueno saber que se tiene a alguien en los momentos difíciles.

A Francisco Juárez,

Por estar conmigo, por apoyarme y lo más importante, que a pesar de que nuestra relación no fue buena en sus comienzos, el tiempo se encargó de cambiarla.

Al Dr. Enrique Bazúa Rueda

Por todo el tiempo y la dedicación que me brindó en el desarrollo de la tesis, y por ser un ejemplo a seguir para mí. Gracias por la oportunidad de poderlo conocer un poco más y saber la gran persona que hay dentro.

Al Ing. Celestino Montiel Maldonado

Por las facilidades que me brindó para el desarrollo de la tesis.

A los Ingenieros Reynaldo Sandoval González y Héctor Méndez Fregoso

Por sus valiosas aportaciones en la mejoras de esta tesis y por el tiempo que me dedicaron en la corrección de la misma.

Al Ing. Alejandro Iñiguez

Por la ayuda que me brindó en el desarrollo de la tesis y sobre todo por su amistad.

A la Universidad Nacional Autónoma de México

Por la formación que recibí de ella y porque lo que he llegado a ser hasta el momento, se debe en gran medida al placer de ser parte de nuestra gran Universidad

A Dios

Por darme la oportunidad de seguir con vida y con las fuerzas necesarias para seguir adelante.

CONTENIDO

Capítulo 1. <i>Introducción</i>	1
Capítulo 2. <i>Descripción del proceso</i>	
2.1 Generalidades	5
2.2 Capacidad	7
2.3 Especificaciones de la Alimentación a la Planta	8
2.4 Especificaciones de los productos	9
2.5 Condiciones de Productos en Límites de Batería	11
2.6 Descripción del Proceso	12
Capítulo 3. <i>Propuestas de Modificación al Proceso</i>	23
Capítulo 4. <i>Resultados y Discusión</i>	35

Capítulo 5. Conclusiones	43
Apéndice I. Simulación del Proceso	47
Apéndice II. Cálculos de Trabajo Perdido	53
Bibliografía	97

CAPITULO 1

INTRODUCCION

Se sabe que los procesos en la industria química requieren de modificaciones, ya que esto trae consigo un aumento en la competitividad, éstas modificaciones pueden ser de carácter ambiental, energético ó económico. El presente trabajo hace un análisis de algunas propuestas a la Planta de Destilación Atmosférica de la Refinería de Tula, Hidalgo.

Actualmente, resulta más conveniente la introducción de la denominada "Tecnología Limpia", la cual consiste en minimizar la emisión de contaminantes, ésto se logra diseñando procesos nuevos, o bien, haciendo mejoras a los procesos existentes.

La importancia no solo radica en el cumplimiento de las disposiciones ambientales, indudablemente trae consigo repercusiones

económicas en la disminución de costos, ya que evita la instalación de plantas de tratamiento de residuos o por lo menos contribuye a la disminución de los mismos.

Los objetivos a alcanzar del presente trabajo son:

- Disminuir la producción de agua amarga proveniente de la torre de destilación atmosférica.
- Realizar un análisis de trabajo perdido y así verificar que las propuestas disminuyen el consumo de energía.

El presente trabajo está estructurado de la siguiente manera:

Capítulo 2. Se hace una breve descripción del proceso, con lo cual se facilita el entendimiento de la simulación del mismo.

Capítulo 3. Se describen las modificaciones que se proponen para el cumplimiento de los objetivos de la tesis.

Capítulo 4. Se muestran los resultados obtenidos de las propuestas y se comparan con el caso base (diseño).

Capítulo 5. Se presentan las conclusiones y recomendaciones para trabajos a futuro.

Apéndice I. Se hace una breve descripción de la simulación del proceso y se comparan los resultados obtenidos de la simulación del caso base contra los datos de diseño.

Apéndice II. Se da un resumen acerca del trabajo perdido y se explica brevemente la forma en la que se realizaron los cálculos del mismo.

Para la realización del presente trabajo se utilizó el Simulador de Procesos ASPEN PLUS como una importante herramienta, ya que se ha convertido en una parte fundamental que nos permite modelar innumerables procesos de manera rigurosa.

Los simuladores de proceso son una herramienta que nos facilita el análisis de plantas enteras, lo que redundará en el análisis de las mismas y la implementación de mejoras a las condiciones de operación existentes.

En este trabajo, solamente se hizo la simulación para el crudo tipo Istmo, ya que no se contaba con los datos de diseño para el crudo tipo Poza Rica, los datos que se tomaron provinieron del Diagrama de Flujo de Proceso de la Planta Combinada de la Refinería de Tula, Hidalgo.

CAPITULO 2

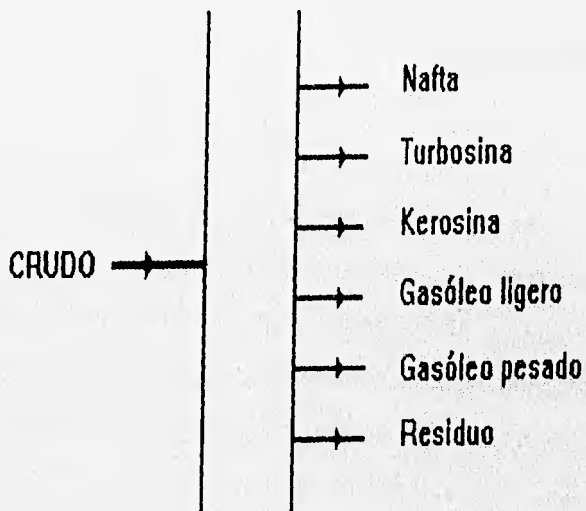
DESCRIPCION DEL PROCESO

2.1 Generalidades

La industria del petróleo está constituida por la refinación y la petroquímica. La primera consiste en el fraccionamiento o la separación de hidrocarburos para la obtención de energéticos y de materia prima para la petroquímica. En la industria petroquímica, a su vez, se generan las materias primas para la producción de detergentes, plásticos, resinas, fertilizantes, etc.

La función de la Sección Atmosférica es la separación primaria del crudo, obteniéndose los siguientes productos: mezcla de naftas (Nafta de despunte y nafta ligera), nafta pesada, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario y residuo primario. Los productos podrán ser llevados a almacenamiento o bien a otras plantas

para continuar su procesamiento. La mezcla de naftas se enviará a una Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios. La corriente de gasóleo pesado se enviará a la Planta de Desintegración Catalítica. El residuo primario se pasará a la Sección de Destilación al Vacío.



2.2 Capacidad

La Sección de Destilación Atmosférica será diseñada para procesar 150,000 BPD (barriles por día) de crudo primario, tanto de tipo Istmo como Poza Rica, medidos a 20°C y 0.794 kg/cm² (68°F y 11.3 lb/in²), para obtener los siguientes productos:

	Crudo Istmo BPD a 15.8°C (60°F)	Crudo Poza Rica BPD a 15.8°C (60°F)
Mezcla de naftas	42,000	36,000
Nafta pesada	15,000	12,000
Kerosina	17,550	15,300
Gasóleo ligero primario (GOL)	9,750	11,700
Gasóleo pesado primario (GOP)	3,900	5,550
Residuo primario	61,800	69,450

2.3 Especificaciones de la Alimentación a la Planta

La Sección de Destilación Atmosférica se diseñará para procesar las corrientes de crudo primario con las siguientes especificaciones:

Crudo	Istmo	Poza Rica
API 60/60°F	32.04	30.4
Peso molecular	204	218

Destilación ASTM:

Crudo Istmo

% Vol	0	10	30	50	70	90
Temperatura °F	153	238	413	568	835	909

Crudo Poza Rica:

% Vol	0	10	30	50	70	90
Temperatura °F	165	270	456	633	883	---

2.4 Especificaciones de los Productos

Crudo Istmo

Especificación	Mezcla de naftas	Nafta pesada	Kerosina	Gasóleo ligero primario	Gasóleo pesado primario	Residuo primario
°API 60/60°F	60.7	45.5	38.8	33.0	29.5	14.4
Peso molecular	111.4	176	210	253	281	339

Destilación ASTM °F

% Vol	0	10	30	50	70	90	*TFE
Mezcla de naftas	140	160	220	260	298	338	356
Nafta pesada	413	415	422	430	440	451	454
Kerosina	488	491	500	510	522	536	545
Gasóleo liger primario	579	581	589	597	606	616	623
Gasóleo pesado primario	643	644	648	651	656	662	666

*TFE. Temperatura Final de Ebullición

Crudo Poza Rica

Especificación	Mezcla naftas	Nafta pesada	Kerosina	Gasóleo ligero primario	Gasóleo pesado primario	Residuo primario
°API 60/60°F	60.7	43.2	35.5	31.5	29.7	14.1
Peso molecular	111.6	175	209	250	289	346

Destilación ASTM °F

% Vol	0	10	30	50	70	90	*TFE
Mezcla de naftas	93.5	167	216	257	299	352	386
Nafta pesada	413	416	422	430	439	448	454
Kerosina	485	487	495	506	515	532	543
Gasóleo ligero primario	578	580	586	594	604	614	622
Gasóleo pesado primario	644	645	648	651	656	663	666

*TFE. Temperatura Final de Ebullición

2.5 Condiciones de Productos en Límites de Batería

La sección de Destilación Atmosférica entregará los siguientes productos en estado líquido:

Producto	Presión		Temperatura			
	kg/cm ² man.	psig	Almacenamiento		Procesamiento	
			°C	°F	°C	°F
Mezcla de naftas	5.6	80	38	100	38	100
Nafta pesada	3.5	50	43	110	43	110
Kerosina	3.5	50	43	110	43	110
Gasóleo ligero primario	3.5	50	43	110	43	110
Gasóleo pesado primario	3.5	50	43	110	43	110
Residuo primario	4.9	70	93	200	343	650

2.6 Descripción del proceso

La Refinería de Tula tiene una capacidad nominal de proceso de 315,000 BPD de aceite crudo, siendo su función principal refinar el petróleo crudo para obtener productos comerciales, como son: gases licuados del petróleo, gasolinas magna syn y nova, turbosina, diáfano, diesel especial, combustóleo, azufre y especialidades, como gas nafta, hexano y aceite decantado. También obtiene subproductos para su uso interno como son: hidrógeno, gas combustible, propileno, butano, butileno, isobutano e isopentano. Otra función de la Refinería es la de distribuir sus productos obtenidos, así como los gases licuados que recibe de la Refinería de Minantitlán.

El crudo que procesa la Refinería es una mezcla de 70% cretácico y 30% maya, que proviene de los campos del Sureste de la República Mexicana. El gas que se usa como combustible es un mezcla de gas natural, que proviene de Ciudad Pemex y de gas seco que se obtiene de los diferentes procesos de la Refinería.

En la refinación, el crudo obtenido en la extracción pasa a través de una unidad de destilación, formada por un proceso de

destilación atmosférica y uno de destilación al vacío, en donde, en conjunto, se generan gasolinas, naftas, kerosinas, diesel e hidrocarburos pesados. Parte de los productos obtenidos en la destilación combinada pasan a la unidad de cracking catalítico, en donde son convertidos a gasolina, diesel, propanos y butanos de gran valor comercial. Las naftas ligeras e intermedias obtenidas en la destilación atmosférica pasan a una unidad de reformación en la que se producen gasolinas de alto octanaje.

El proceso de refinación a que se somete el crudo, se efectúa en once plantas integradas por: planta combinada de destilación atmosférica y al vacío, reductora de viscosidad, hidrodesulfuradora para naftas, hidrodesulfuradora para destilados intermedios, reformadora para gasolinas, desintegradora catalítica, estabilizadora y fraccionadora, tratamiento caústico, tratamiento con aminas y una recuperadora de azufre.

El proceso que se lleva a cabo permite la producción de gas combustible, propano, butano, isobutano, gasolinas, isopentano, mezclas de pentano e isohexano, kerosinas, diesel, turbosina, combustóleos y azufre.

Planta de Destilación Combinada. La ingeniería básica y la de detalle fue realizada por el Instituto Mexicano del Petróleo. Su objetivo es la obtención de productos refinados por destilación fraccionada. Tiene una capacidad de diseño de 150,000 BPD de crudo "Istmo" o "Poza Rica.

El fraccionamiento del crudo se lleva a cabo de la siguiente forma: El crudo de carga, proveniente de Límites de Batería, es bombeado a través de dos trenes de precalentamiento formados por ocho intercambiadores de calor cada uno, con objeto de elevar su temperatura desde 20°C (68°F) hasta 238-243°C (460-470°F), dependiendo del tipo de crudo, ya que la planta está diseñada para procesar crudo tipo Istmo o Poza Rica.

El precalentamiento del crudo se lleva a cabo aprovechando el intercambio de calor de los diversos efluentes de las columnas de Destilación Atmosférica DA-102 y de Vacío DA-201, así como de los reflujos externos de las mismas. El crudo precalentado hasta una temperatura de 119°C (245°F) aproximadamente, es conducido a las unidades desaladoras FA-103 A y B donde se lleva a cabo un desalado simple o en una etapa, donde por medio de un procedimiento químico

electrostático, se extraen las sales presentes en el crudo con el fin de minimizar la corrosión de los equipos y la impureza de los productos.

Antes de entrar a las desaladoras, el crudo se mezcla con agua (4 a 6% en volumen del crudo) para fines de extracción de sales (cloruros de sodio, magnesio, calcio y fierro principalmente). Es conveniente añadir un desemulsificante químico al crudo para una mejor operación en estos equipos, dicho agente se inyecta en la succión de los techos de carga BA-101 A y B.

Después de pasar por las desaladoras, el crudo desalado prosigue su trayecto por los intercambiadores que anteceden a las Torres de Despunte DA-101 A y B. Las corrientes independientes de cada tren se reúnen, para posteriormente alimentarse a cada una de las dos Torres de Despunte.

Con el objeto de que entre parcialmente vaporizado a las Torres de Despunte, previamente se reduce la presión de la corriente de crudo precalentado hasta las condiciones de operación de la torre.

Las torres de despunte operan en un intervalo de presión entre 2.6 y 3.5 kg/cm² man. (37 a 50 psig) dependiendo del tipo de crudo.

Por la parte superior se alimenta un reflujo a 37.8°C (100°F) proveniente del acumulador de nafta ligera FA-102, con objeto de recuperar la nafta y fracciones más pesadas que van en el vapor de la alimentación de la torre de despunte.

Los vapores de la nafta de despunte pasan a los condensadores EA-115 A-D y acumuladores de nafta de despunte FA-101 A y B. La nafta se une dentro de Límites de Batería con la nafta ligera para enviarla a la Sección de Tratamiento Cáustico.

De las Torres de Despunte se alimenta el crudo a los hornos BA-101 A y B a una temperatura de 234°C (454°F) aproximadamente. En los hornos se llevan a cabo la vaporización de las diversas fracciones (nafta ligera, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario más un pequeño exceso de vaporización de residuo, que tiene por objeto mantener un cierto reflujo en la parte inferior de la torre.

Después de salir de los hornos, el crudo precalentado hasta una temperatura de 361°C (682°F), se alimenta a la Torre Fraccionadora DA-102, también se alimenta vapor de agua de 2.8 kg/cm^2 man y 316°C (40 psig y 600°F) para disminuir la presión parcial de los

hidrocarburos y para mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre (1.05 kg/cm^2 man y 361°C ; 15 psig y 682°F) así como contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros.

La primera extracción de la torre de gasóleo pesado primario, se obtiene del plato 27 y se pasa a un tanque de balance FA-105. Después de intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-106 A y B) una parte se mantiene como reflujo a un plato superior (23) y la otra se manda a Límites de Batería ya sea a procesamiento en la Planta Catalítica o bien a almacenamiento previo enfriamiento.

Del plato 22 se hacen dos extracciones de gasóleo ligero primario, una después de intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-105 A y B) regresa como reflujo a un plato superior (17), la otra se envía al agotador DA-103 C, donde se eliminan los hidrocarburos más ligeros empleando vapor de agua sobrecalentado. Después de intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-108 A y B) se enfría y se envía a límites de batería para su almacenamiento.

Del plato 15 se hace la extracción de kerosina, la cual, después de pasar por el agotador DA-103 B, se envía previa recuperación de calor en el tren (EA-102 A y B) y enfriamiento adicional a Límites de Batería para su almacenamiento.

Por último del plato 10 se hace la extracción de nafta pesada, la cual después de pasar por el agotador DA-103 A e intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-101) se enfría y se envía a Límites de Batería para su almacenamiento.

Los vapores de la Torre Atmosférica se envían a los condensadores de nafta ligera EA-116 A-H y de ahí al tanque acumulador FA-102. Parte se envía como reflujo a las Torres Atmosférica y de Despunte.

En la línea de vapores del domo de la Torre Atmosférica se inyectó inhibidor filmico, amoníaco e inhibidor neutralizante, con el objeto de evitar la corrosión en esta región debido a la presencia de HCl en los vapores, originado por la hidrólisis de las sales en los hornos.

La nafta de despunté y la nafta ligera provenientes de los Tanques acumuladores respectivos, se mezclan dentro de Límites de Batería para enviarse a la Planta Hidrodesulfuradora o bien a la Sección de Tratamiento Cáustico cuando aquella está fuera de operación.

A continuación se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso con su tabla respectiva.

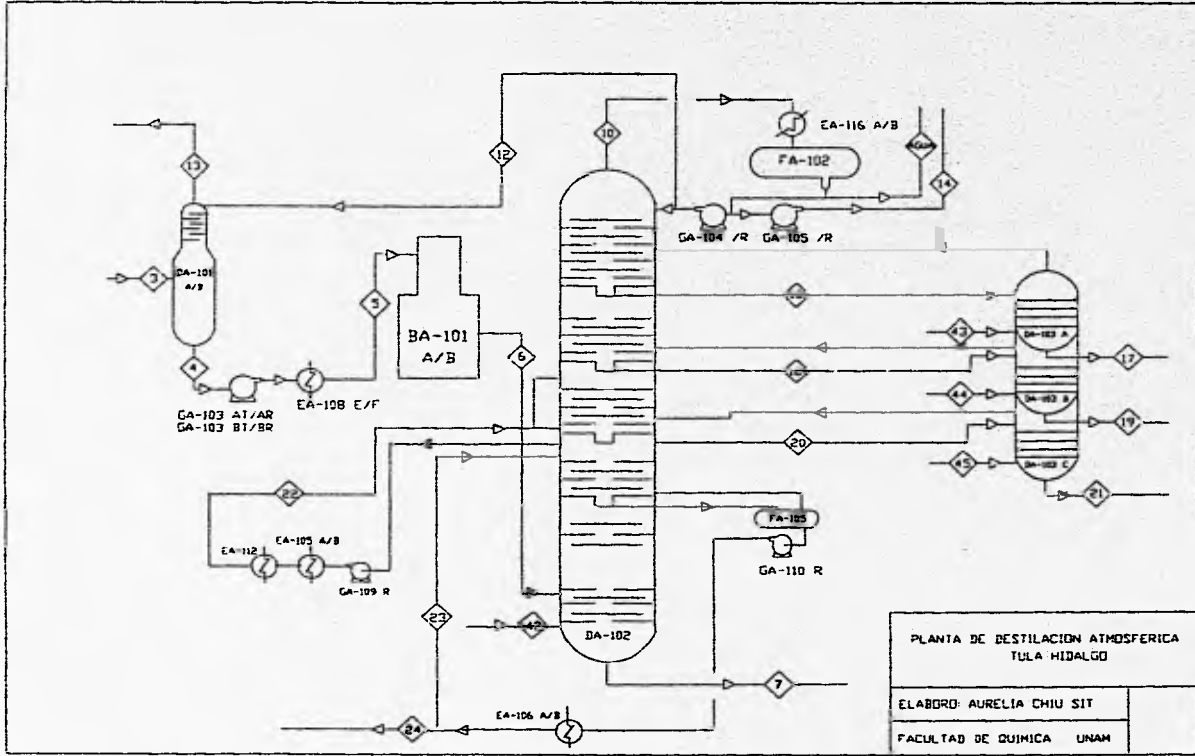


Figura 2.1. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

TABLA 2.1 Información del Diagrama de Flujo de Proceso				
Corriente	Flujo (kgmol/h)	Temperatura (°C)	^o API	Peso molecular promedio (kg/kgmol)
3	860,286.01	230	32.38	204.00
4	792,096.56	229	28.30	227.60
5	792,096.56			227.60
6	792,096.56	361	30.72	227.60
7	369,957.73	343	1.41	346.00
10	341,594.06	152.7	53.21	84.90
12	48,684.07	37.7	57.91	125.20
13	114,728.03	175	67.37	94.70
14	89,315.06	37.7	53.21	125.20
16	83,497.28	222	43.60	172.40
17	80,285.85	43	43.20	175.00
18	102,211.14	247	35.80	207.50
19	98,279.86	47	35.50	209.00
20	58,183.20	292	31.65	209.00
21	55,945.18	43	31.50	248.10
22	149,927.70	121	31.65	250.00
23	154,060.83	164	29.70	250.00
24	22,628.82	93	29.70	289.00
42	19,622.41	315		18.00
43	3,214.16	315		18.00
44	3,064.02	315		18.00
45	1,315.87	315		18.00

CAPITULO 3

PROPUESTAS DE MODIFICACION AL PROCESO

Para cumplir los objetivos planteados en la tesis se plantean las siguientes propuestas:

Eliminar los vapores suministrados a las torres agotadoras, sustituyéndolos por rehervidores, ésto con el fin de disminuir la producción de agua amarga, ya que ésta se origina de la condensación del mismo.

Disminuir la cantidad de vapor suministrado a la torre de destilación atmosférica y aumentar el número de “pumparounds”. Se entiende por un “pumparound” una corriente lateral que se extrae de la torre de destilación, sufre un cambio de temperatura y es regresada a otro plato de la torre en cuestión.

De estas 2 propuestas principales, se derivan 7 casos los cuales serán analizados y comparados respecto al trabajo perdido y a la producción de agua amarga.

Para tal efecto se describen los casos a analizar:

Caso base. Se simuló la planta de destilación atmosférica con los datos de diseño de la planta, respetando las condiciones de operación de la misma. En el Apéndice I se puede consultar la forma en la que se hicieron éstos cálculos. Ver Figura 3.1.

Caso 1: Se eliminaron los vapores alimentados a las agotadoras y se sustituyeron por rehervidores en el último plato de las mismas, esto con el fin de disminuir la producción de agua amarga. Ver Figura 3.2.

Caso 2: Se disminuyó la cantidad de vapor alimentado a la torre principal y se agregó un “pumparound” ó bomba de calor. En este caso la corriente se extrajo en la parte inferior de la torre de destilación atmosférica, la cual provino del plato 30, se enfrió y se regresó al plato 28. En este caso se realizaron dos estudios, en donde el parámetro de comparación fue la temperatura a la cual regresa el “pumparound” a la Torre de Destilación Atmosférica. Ver Figura 3.3.

Caso 3: Se disminuyó la cantidad de vapor alimentado a la torre principal y se agregaron 2 “pumparounds”, uno en la parte inferior de la

torre, cuyos platos de origen y destino fueron los mismos que el caso anterior y otro en la parte superior de la torre, el cual provino del plato 6, se enfrió y se regresó al plato 4. Ver Figura 3.4.

Caso 4: Se combinaron el caso 1 y el caso 2, es decir, se sustituyó el vapor alimentado a las 3 agotadoras por rehervidores y se agregó un “pumparound” en la parte inferior de la torre atmosférica (del plato 30 al plato 28), disminuyendo así el consumo de vapor de agua. Ver Figura 3.5.

Caso 5: Se combinaron el caso 1 y el caso 3, es decir, se sustituyó el vapor alimentado a las 3 agotadoras por rehervidores y se agregaron 2 “pumparounds”, uno en la parte inferior (del plato 30 al 28) y otro en la parte superior de la torre de destilación atmosférica (del plato 6 al plato 4). Ver Figura 3.6.

Cabe mencionar que el propósito de esta tesis no es disminuir la cantidad de vapor consumido, sino la producción de agua amarga, ya que en el caso de los rehervidores, se seguirá usando vapor para la producción de calor, pero haciéndolo de esta forma, evitamos el contacto del vapor con el crudo, y por consiguiente se abate la producción de agua amarga ya que el vapor pasa por afuera de los tubos.

En el caso de los "pumparounds", los platos de descarga y alimentación se escogieron de tal forma que se evitara el secado de la torre.

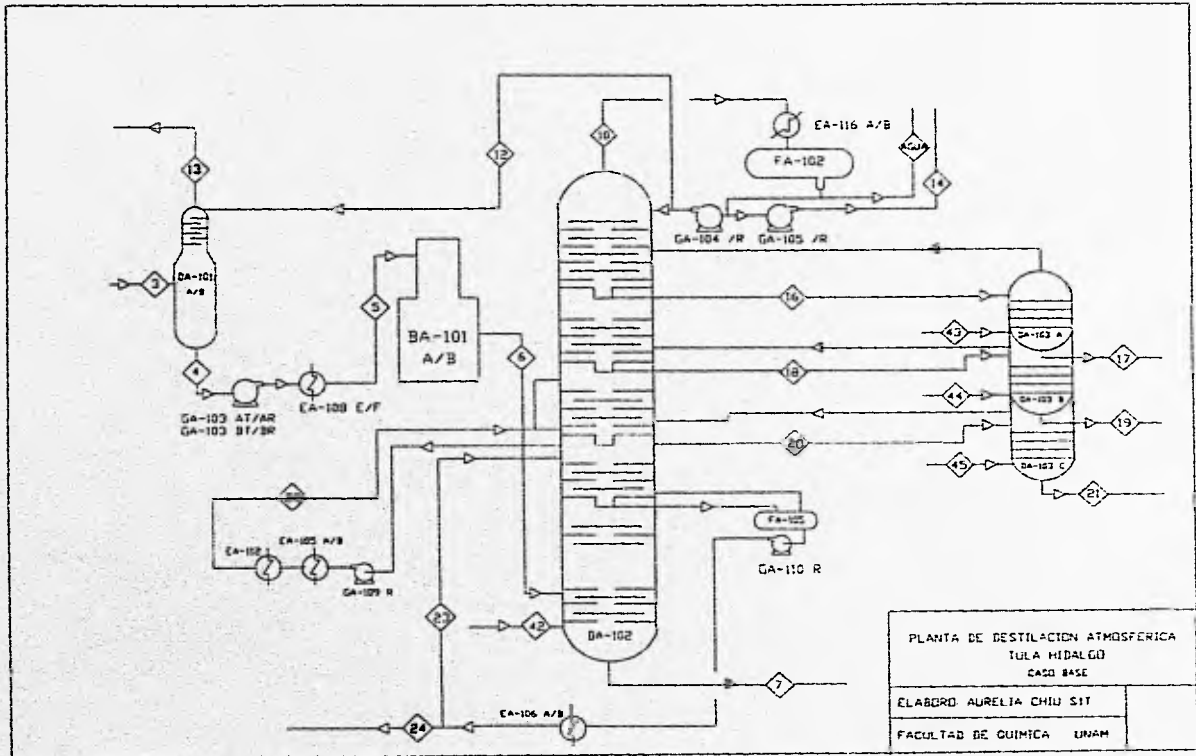


Figura 3.1. Diagrama de Flujo de Proceso. Caso Base

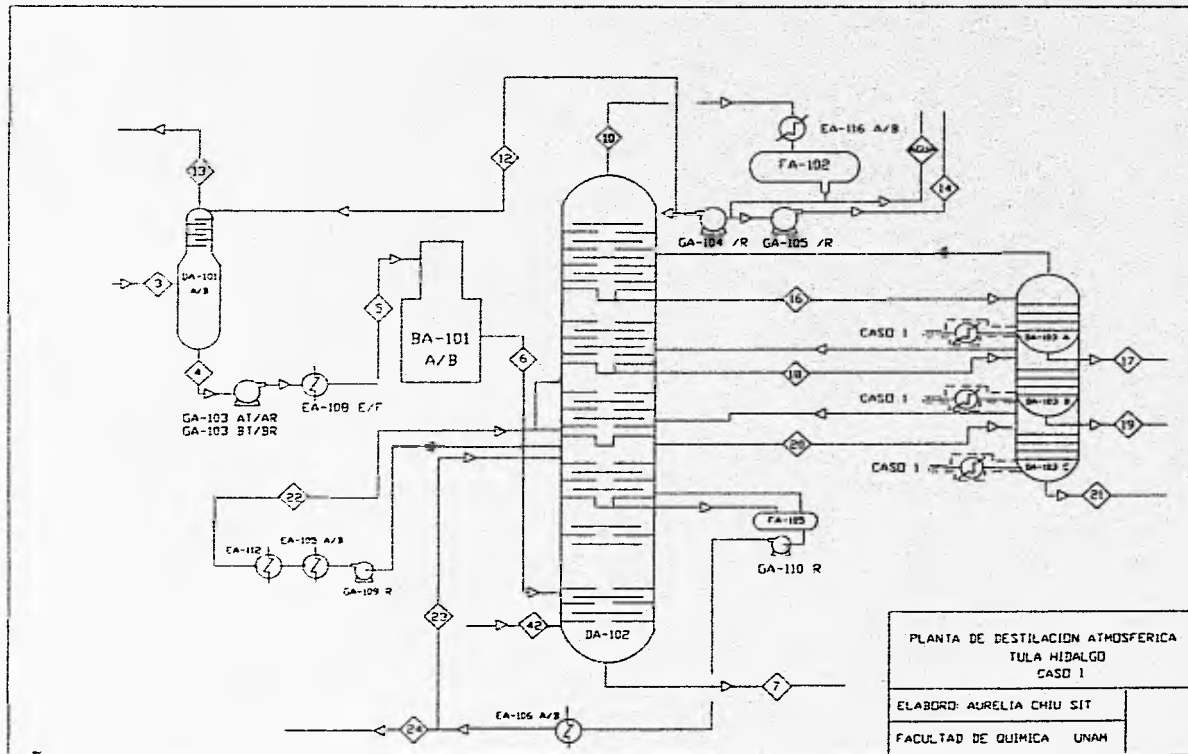


Figura 32. Diagrama de Flujo de Proceso. Caso 1

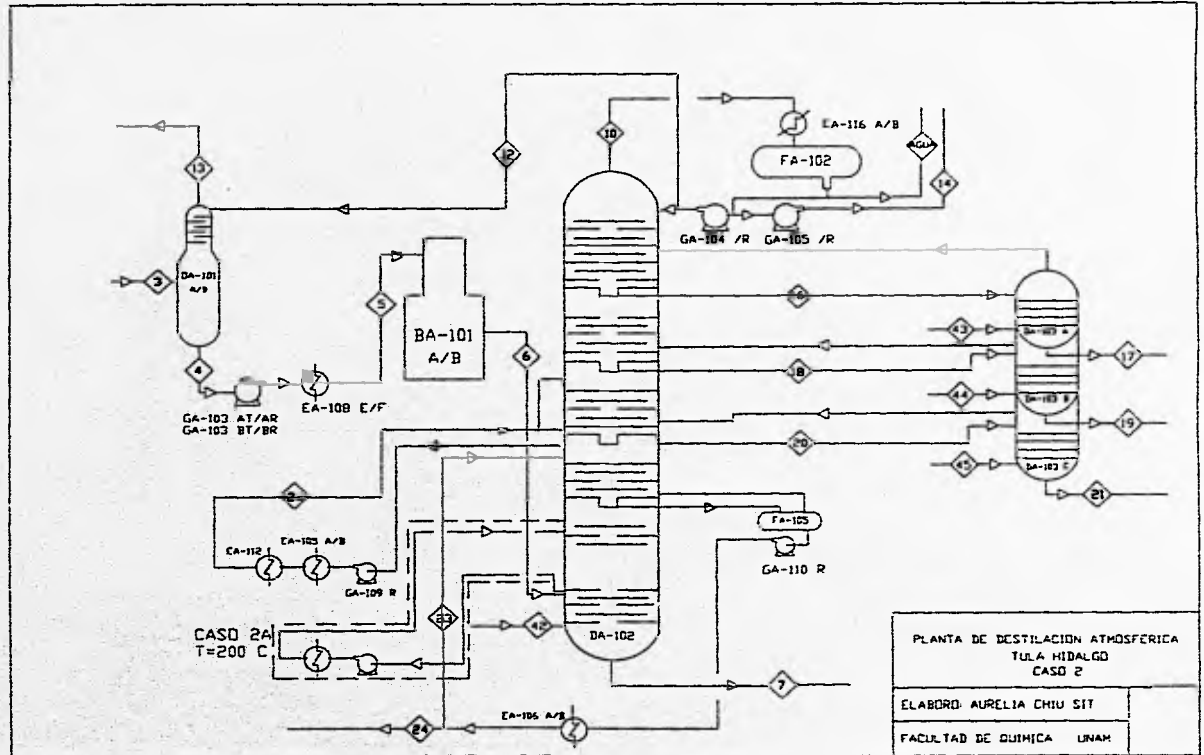


Figura 3.3.1. Diagrama de Flujo de Proceso. Caso 2A

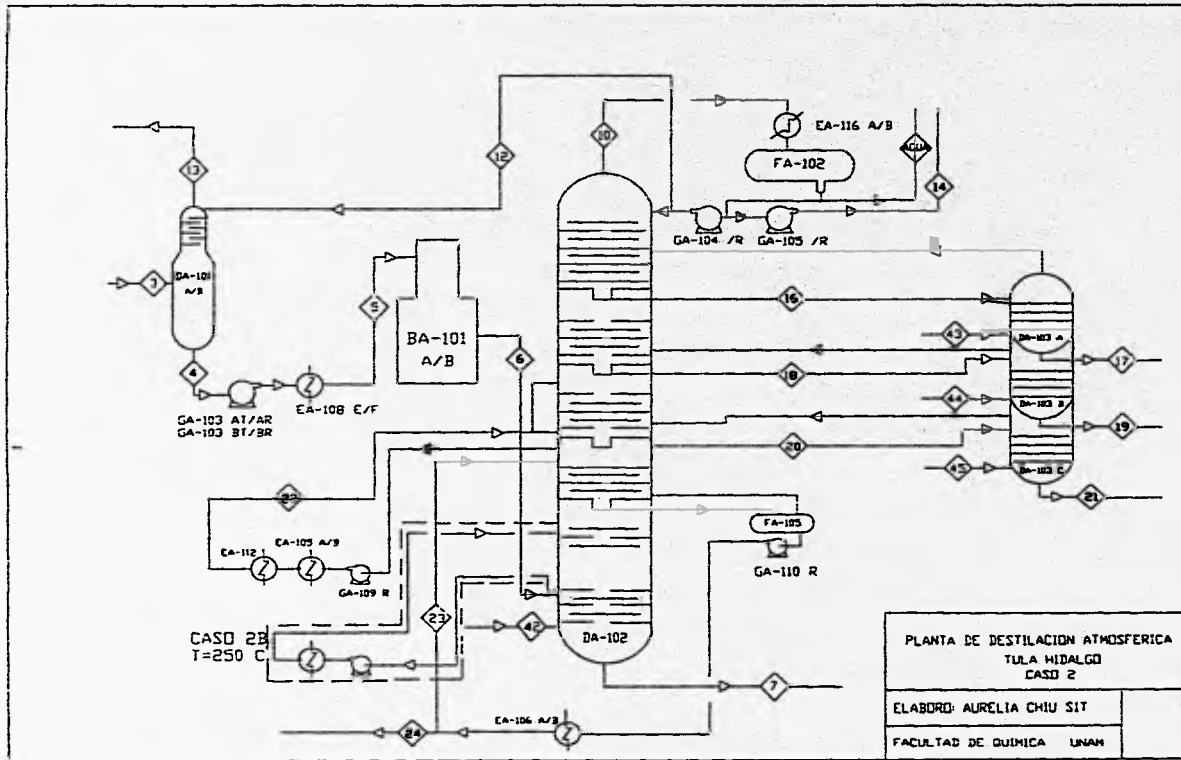


Figura 3.3.2. Diagrama de Flujo de Proceso. Caso 2B.

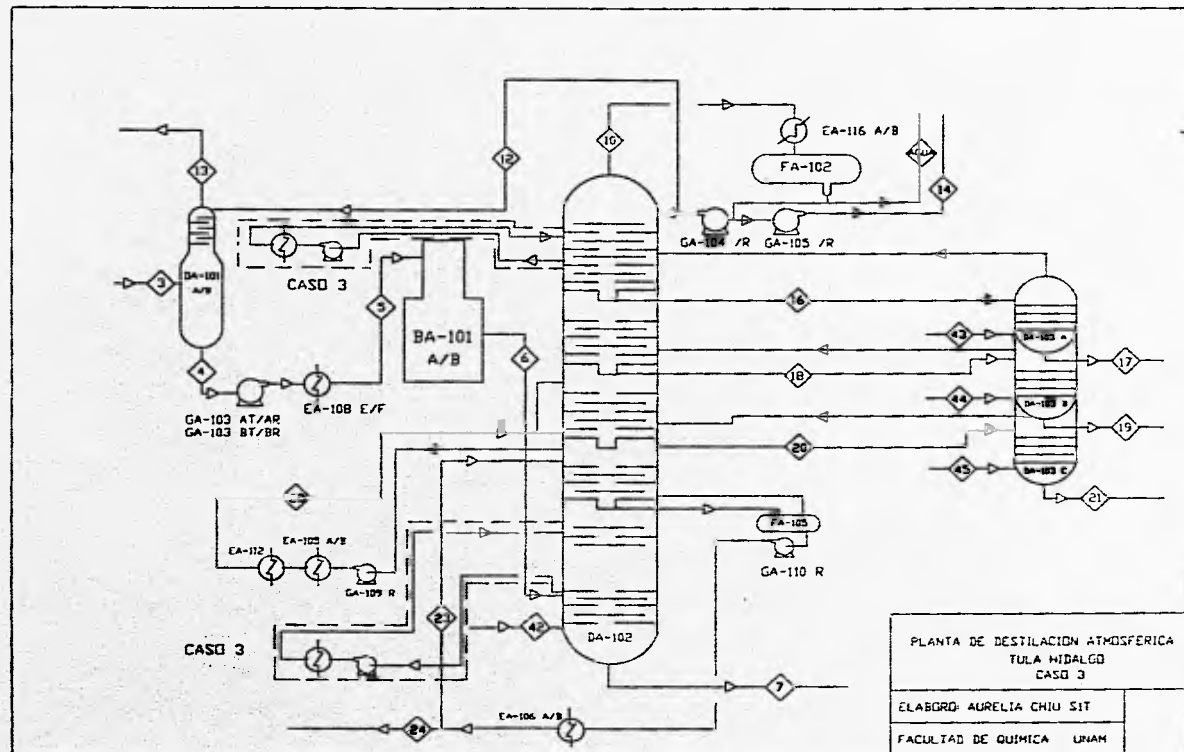


Figura 3.4. Diagrama de Flujo de Proceso. Caso 3

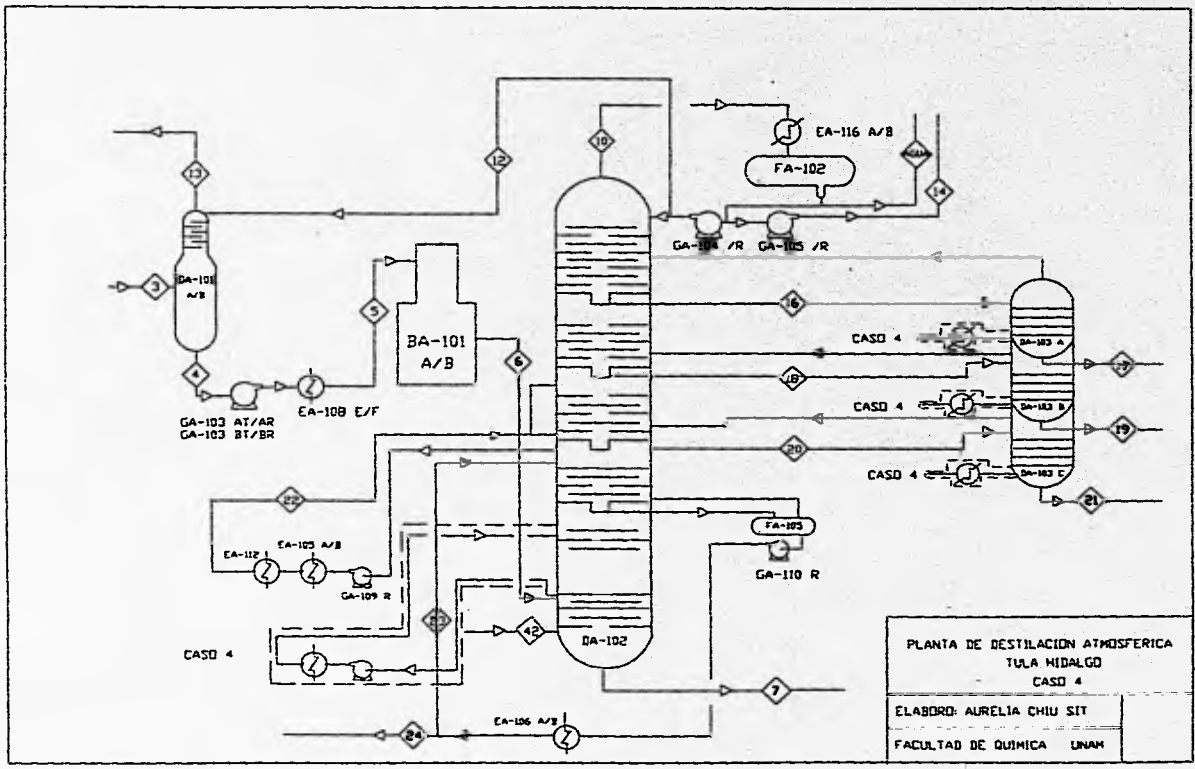


Figura 3.5. Diagrama de Flujo de Proceso. Caso 4

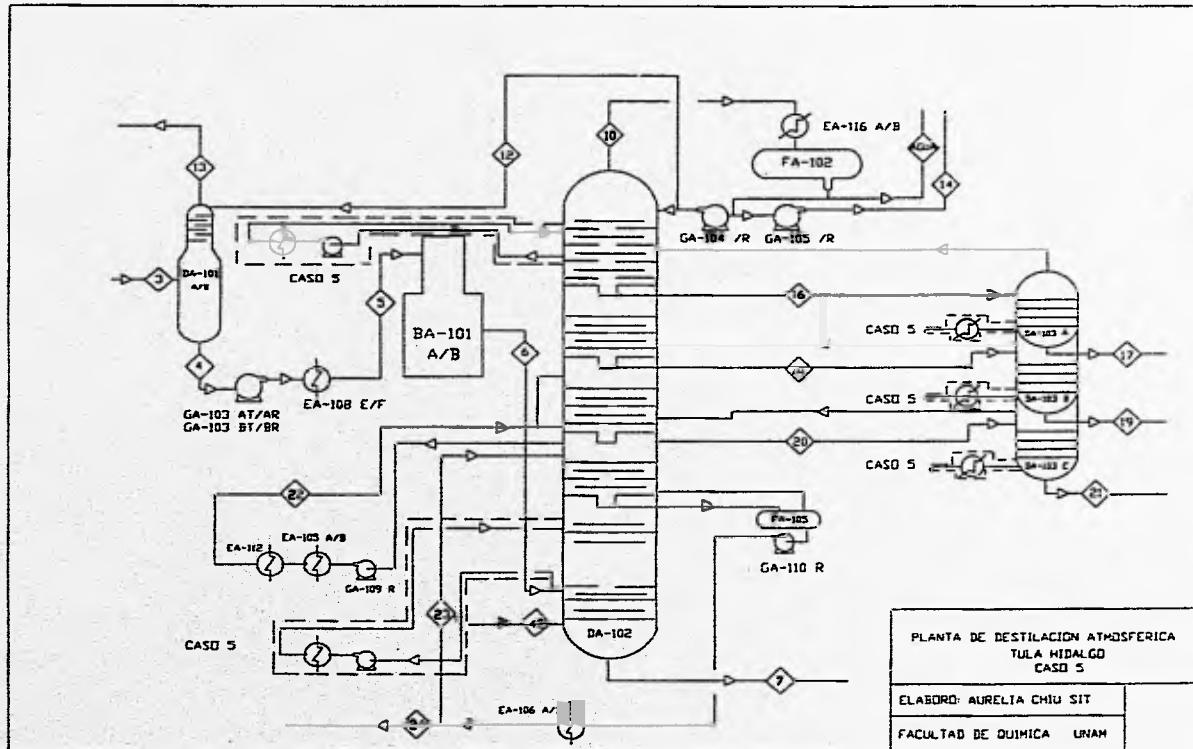


Figura 3.6. Diagrama de Flujo de Proceso. Caso 5

CAPITULO 4

RESULTADOS Y DISCUSION

El análisis de las propuestas estuvo basado en dos parámetros: la disminución de la producción de aguas amargas y la disminución del consumo energético.

En el caso del primer parámetro, ésta determinación es directa, puesto que el reporte que nos genera el Simulador Aspen Plus, nos proporciona el flujo y las propiedades del agua amarga generada en la Torre de Destilación Atmosférica.

En contraste, el análisis de la disminución de consumo energético, se realizó indirectamente, ya que se recurrió a un análisis de trabajo perdido ya que éste nos dice que tan eficiente es un sistema desde el punto de vista energético. Se consideraron además, las cargas térmicas de calentamiento y de enfriamiento que requieren la torre para su funcionamiento, éstas cargas requeridas son proporcionadas por el simulador y se presentan en la tabla 4.2.

El análisis que se hizo de trabajo perdido en la Torre de Destilación Atmosférica se hizo plato a plato. En todas las propuestas se vio un abatimiento de trabajo perdido. globalmente hablando, comparándolas con nuestro caso base (diseño). En la Tabla 4.1 se muestran los resultados globales del trabajo perdido (Ver Apéndice II) en cada caso de estudio y su comparación con el caso base. La disminución del trabajo perdido no es uniforme en toda la torre. En algunos platos disminuye y en otros aumenta, aunque la suma total indica que se está utilizando más eficientemente la energía. En las tablas del Apéndice II se muestra el trabajo perdido plato a plato en la Torre de Destilación atmosférica, para caso de estudio.

A continuación se hará un análisis caso por caso y un análisis global de los efectos que causarían cada una de las propuestas:

Caso 1. Se puede ver que en la mayoría de los platos se tiene un abatimiento de trabajo perdido, siendo de los principales, el que se da en los primeros platos de la torre (que corresponden a la ubicación del condensador y subenfriador). Los principales incrementos se dan en los últimos platos de las agotadoras, ésto debido a que es precisamente en éstos platos donde se propone colocar los rehervidores que sustituirían el vapor. En cuanto a la carga térmica, la carga del enfriador disminuyó

considerablemente, pero la carga que se tiene que suministrar en los rehedidores es prácticamente el doble de lo que se ahorra por enfriamiento.

Caso 2. En general disminuye el trabajo perdido, pero al incluir el "pumparound", de alguna forma se compensa el trabajo perdido entre el plato de entrada (28) con el plato de salida (30). En el caso de las propuestas 2A y 2B se varió la temperatura de retorno del "pumparound". En la propuesta 2A la temperatura fue de 200°C y en la propuesta 2B la temperatura fue de 250°C; de donde se puede decir, que mientras más se enfríe el "pumparound", el trabajo perdido total será menor. Se logra una importante disminución en la carga térmica de los enfriadores y no requiere servicios de calentamiento.

Caso 3. El comportamiento es muy semejante al caso anterior, ya que uno de los incrementos más importantes de trabajo perdido se dió en el plato 28, que es precisamente el plato al que regresa el "pumparound". Este efecto no ocurre en el "pumparound" de la parte superior de la torre (Platos 6 y 4). Con respecto al consumo energético, obtenemos un efecto muy parecido al caso anterior, siendo éste un poco más importante.

Caso 4. Se obtuvo una combinación de los resultados de los casos 1 y 2, es decir, uno de los incrementos más importantes de trabajo perdido se dió en el plato 28 de la torre y otros no tan importantes en los últimos platos de las agotadoras. En lo que se refiere al consumo energético prácticamente se ven compensados los servicios de calentamiento y enfriamiento.

Caso 5. Se obtuvo una combinación de los resultados obtenidos en los casos 1 y 3, es decir, el incremento de trabajo perdido más grande se da en el plato 28 de la torre y un incremento menor en los últimos platos de las agotadoras. En cuanto al consumo energético la ganancia por parte de los servicios de enfriamiento es mucho mayor que lo que tendríamos que suministrar por servicios de calentamiento.

Globalmente, se tiene que en todos los casos la producción de agua amarga se abatió, en algunos casos debido a que se eliminó el vapor de las agotadoras y en otros gracias a que se introdujeron "pumparounds", lo que provocó disminución en el vapor suministrado a la torre. En la Tabla 4.5. se presentan los resultados del agua amarga producida en cada caso de estudio y el porcentaje de reducción con respecto al caso base.

En todos los casos en los que se propuso que se incluyera el "pumparound" en la parte inferior de la torre (Platos 30 y 28), ocasionaron que en el plato 23 se tuviera una gran incremento del trabajo perdido, esto puede deberse a que no se hizo un estudio previo para localizar los platos del "pumparound", ya que éstos se dispusieron para evitar que en la simulación la torre se secara o proporcionara resultados incoherentes.

Sería interesante hacer un análisis para localizar los platos óptimos de entrada y salida de los "pumparounds", ya que el "pumparound" de la parte superior de la torre ocasionó una ligera disminución del trabajo perdido, en cambio el de la parte inferior produjo un aumento considerable. Las variables que intervendrían en la localización de los platos óptimos serían la temperatura y el flujo al cual se regresaría el "pumparound".

Si se observa la tabla II.8 (Apéndice II), la disminución principal del trabajo perdido radica en los 3 primeros platos de la torre, los cuales incluyen el condensador, éste abatimiento se debe principalmente a que al disminuir la cantidad de vapor alimentado, disminuimos la carga térmica que se tiene que suministrar para condensar el agua.

Si se compara el caso 1, en el que se sustituyó el vapor de las agotadoras por cargas térmicas; con el caso 2, en la que se disminuye el consumo de vapor principal gracias a la introducción de un “pumparound”; se concluye que el caso 2 causa un mayor efecto en la disminución de trabajo perdido, ésto es aún más notable en el caso 3, en la que se introdujeron 2 “pumparounds”.

En las tablas del Apéndice II, se muestran los resultados obtenidos en el cálculo del trabajo perdido en cada uno de los casos propuestos, así como la forma en que fueron calculados los mismos.

Finalmente, se analizaron los casos 4 y 5, es notable que la conjunción de las 2 propuestas principales, proporciona un abatimiento importante en el trabajo perdido.

Tabla 4.1. Resumen de Trabajo Perdido

	Caso base	Caso 1	Caso 2A	Caso 2B	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Trabajo Perdido (kcal/h)	38,089,399	37,070,524	36,777,782	36,778,174	35,747,808	35,562,236	34,744,271
Disminución de Trabajo Perdido (kcal/h)		1,018,875	1,311,617	1,311,225	2,341,591	2,527,163	3,345,128
% de Disminución de Trabajo Perdido (kcal/h)		2.67	3.44	3.44	6.15	6.63	8.78

Tabla 4.2. Comparación de Cargas Térmicas

Plato	Caso Base	Caso I	Diferencia	Caso 2A	Diferencia	Caso 2B	Diferencia
	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h
1	49,930,440	44,885,485		45,014,003		45,061,882	
SUB	-9,431,949	-8,697,130		-8,660,086		-8,670,922	
17	12,355,856	12,392,144		12,399,199		12,409,531	
23	13,344,436	13,330,072		13,850,443		13,866,067	
28				-314,113		-219,594	
4		3,600,011					
4		3,600,011					
4		2,880,060					
QEnf	85,062,681	79,304,831	5,757,850	80,237,844	4,824,837	80,227,996	4,834,465
QCal		10,080,082	10,080,082		0		0

Plato	Caso Base	Caso 3	Diferencia	Caso 4	Diferencia	Caso 5	Diferencia
	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h	Q kcal/h
1	49,930,440	41,158,468		40,024,487		36,219,351	
SUB	-9,431,949	-8,040,933		-7,926,275		-7,308,633	
4		-31,674				-32,956	
17	12,355,856	12,436,999		12,430,447		12,459,426	
23	13,344,436	14,519,996		13,828,267		14,490,260	
28		-318,875		-313,785			
4				3,600,011		3,600,011	
4				3,600,011		3,600,011	
4				2,880,060		2,880,060	
QEnf	85,062,681	76,506,945	8,555,736	74,523,261	10,539,420	70,510,626	14,552,055
QCal				10,080,082	10,080,082	10,080,082	10,080,082

Tabla 4.3. Resumen de Producción de Aguas Amargas

	Caso base	Caso 1	Caso 2A	Caso 2B	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Agua amarga producida (kgmol/h)	1,511	1,089	1,177	1,177	925	755	504
Disminución del agua amarga producida		422	334	334	386	756	1007
% de Disminución del agua amarga producida		27.93	22.10	22.10	38.78	50.03	66.64

De todo lo anterior, se concluye que la combinación de las 2 propuestas es viable, ya que se logra una importante disminución del consumo energético, además de una disminución del 66% de la producción de agua amarga.

Por lo que respecta a la cantidad de vapor que se utilizaría en los rehervidores, ésta se incrementaría en gran medida, por lo que sería conveniente hacer un estudio para ver los efectos que provocaría la disminución del mismo combinado con la introducción de los rehervidores, ésto en lugar de ser eliminado completamente. Aunque cabe resaltar que el vapor que se utilice, al condensarse, prácticamente se mantiene puro, ya que no tiene contacto directo con los hidrocarburos y no se genera agua amarga.

CAPITULO 5

CONCLUSIONES

La Simulación de Procesos es una herramienta sumamente importante para el análisis de los procesos y las propuestas de modificación. Para llevarla a cabo es imprescindible conocer la estructura del proceso y sus características, ésto con el fin de encontrar el modelo que se adecúe lo más cercanamente posible al proceso en cuestión.

Se tomó como base el Diagrama de Flujo de Proceso que sirvió de base para el diseño de la planta. Cabe resaltar la importancia de revisarlo antes de vertir los datos a la simulación, ya que en ocasiones existen errores de escritura que revierten en el incumplimiento de los balances de materia, además en algunos casos se tiene sobre especificación de datos en algunos equipos, por lo que se debe escoger cuidadosamente los parámetros a especificar en la simulación.

Después de concluída la simulación, es posible utilizar los resultados para la realización de distintos análisis, del cual destaca el Análisis Termodinámico de Procesos, cuya aplicación de las bases

termodinámicas nos permite determinar la eficiencia con que se utiliza la energía en un proceso y las oportunidades de ahorro de energía en el mismo, por lo que es posible identificar las irreversibilidades de sistema, para así poder disminuirlas y aumentar la eficiencia de nuestro proceso.

Con respecto a los objetivos de la tesis se concluye que la propuesta de eliminar el vapor alimentado a las torres agotadoras, ofrece mejoras en dos sentidos:

1) Disminución de la cantidad de agua amarga producida, ya que el vapor a emplear al condensarse prácticamente conserva su pureza al no tener contacto directo con los hidrocarburos.

2) Disminución de la carga térmica del condensador, ya que comparando la carga que se requiere suministrar a los rehervidores, ésta es mucho menor que la disminución que logramos en la carga del condensador.

Por otro lado, al incluir los denominados “pumparounds”, se llega a las mismas conclusiones marcadas anteriormente, ya que ayuda a disminuir la cantidad de vapor suministrado a la torre principal, y por

consiguiente abate¹ la producción de agua amarga y el consumo energético en la torre.

Es importante remarcar que la finalidad del trabajo no es abatir el consumo de vapor, sino disminuir la cantidad de agua amarga y el consumo energético, por lo que convendría hacer un estudio más detallado comparando las ventajas y desventajas a las que darían lugar las propuestas anteriormente mencionadas.

Finalmente este trabajo solo es un comienzo, ya que aún queda mucho por desarrollar, entre lo cual podría incluirse un análisis económico acerca de las propuestas, siendo esta tesis un buen trabajo de partida. Además es necesario continuar este estudio para encontrar los platos óptimos de localización de los "pumparounds".

APENDICE I

SIMULACION DEL PROCESO

Al realizar la simulación del caso base se trataron de asemejar los resultados obtenidos de la simulación con los datos de diseño, muchos de los cuales se utilizaron como fuente de información en la caracterización de algunas corrientes de alimentación y de corte, así como algunas condiciones de operación de los equipos.

En el caso de la simulación, al principio ésta se hizo por bloques, es decir: despuntadora, horno y torre de destilación atmosférica (incluyendo los agotadores), posteriormente se hizo la simulación de los bloques en conjunto.

En resumen, la simulación se realizó de la siguiente manera:

1. Selección de unidades. Consiste en la especificación de las unidades con las cuales vamos a suministrar los datos, así como las

unidades en las cuales nos serán reportados los resultados de la simulación.

2. Selección de los componentes. En este caso el único componente como tal fue el hidrógeno, por lo que se tuvo que verificar el banco de datos del sistema.

3. Especificación de los pseudocomponentes. En el caso de hidrocarburos, en lugar de definir componentes se definen "pseudocomponentes", que prácticamente son los cortes del crudo: gasolina, turbosina, kerosina, gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo, los cuales se definen entre rangos de temperatura. Para lograrlo, se requirió suministrar las T.B.P. (True Boiling Point) de los mismos.

4. Elección de los modelos termodinámicos en el cálculo de propiedades. En lo que se refiere al modelo de propiedades físicas, se utilizó "SYSOP 2", las cuales se basan en las correlaciones de estados correspondientes de Chao-Seader y Grayson-Streed, las cuales son usadas principalmente en sistemas que contienen hidrocarburos y gases presentes típicamente en mezclas de hidrocarburos.

5. Especificación de la topología del proceso. Consiste en la definición de los equipos que conforman el proceso, así como en la especificación de las corrientes de entrada y de salida al mismo.

6. Determinación de las corrientes de corte. Las corrientes que se marcaron como corrientes de corte fueron: Cru-6 y Gaop-23, ya que se tenía suficiente información de las mismas. El método de convergencia a utilizar en estas corrientes de corte fue el método de Wegstein.

7. Definición de las corrientes de alimentación y de corte. Se especificaron las propiedades de las corrientes, tales como flujos, temperatura, presión, etc.

8. Elección del modelo a utilizar para cada operación unitaria. A continuación se presenta la tabla que contiene los modelos seleccionados para representar cada uno de los equipos del proceso.

BLOQUE	MODELO
Torre despuntadora	Radfrac
Horno	Heater
Torre de destilación atmosférica (incluyendo las torres agotadoras)	Multifrac
Divisores	Fsplit

BLOQUE	MODELO
Cambiadores de calor	Heater
Bombas	Pump

A continuación se muestran una tabla comparativa de los resultados obtenidos (propiedades y flujos) del simulador de nuestro caso base contra los datos de diseño de la planta.

Los resultados que se muestran solamente incluyen los productos de la Torre de Destilación atmosférica.

	Diseño	Simulación	% de Error	Diseño	Simulación	% de Error
Corriente	17 (Turbosina)			19 (Kerosina)		
De	DA-103A	DA-103A		DA-103B	DA-103B	
A						
Flujo (lb/hr)	177,000	177,000	0	216,670	216,700	0.13
Peso Molecular Promedio	175	187.3098	7.03	209	212.7245	1.78

	Diseño	Simulación	% de Error	Diseño	Simulación	% de Error
Corriente	21 (Gasóleo ligero)			23 (Gasóleo pesado)		
De	DA-103C	DA-103C		EA-106A/B	EA-106A/B	
A				DA-102	DA-102	
Flujo (lb/hr)	123,338	123,340	0.001	339,646	339,640	0.001
Peso Molecular Promedio	250	253.3081	1.32	289	274.3126	5.0

	Diseño	Simulación	% de Error	Diseño	Simulación	% de Error
Corriente	7 (Residuo)			14 (Nafta)		
De	DA-102	DA-102		G-105/R	GA-105/R	
A						
Flujo (lb/hr)	875,142	859,090	1.83	196,906	196,910	0.002
Peso Molecular Promedio	346	369.9116	6.9	126.2	126.3228	0.09

	Diseño	Simulación	Diferencia	Diseño	Simulación	Diferencia
Corriente	17 (Turbosina)			19 (Kerosina)		
De	DA-103A	DA-103A		DA-103B	DA-103B	
A						
Temp (°C)	192	197.8219	5.82	235	229.2336	5.76
°API	43.2	41.3805	1.81	35.5	36.2693	0.76

	Diseño	Simulación	Diferencia	Diseño	Simulación	Diferencia
Corriente	21 (Gasóleo ligero)			23 (Gasóleo pesado)		
De	DA-103C	DA-103C		EA-106A/B	EA-106A/B	
A				DA-102	DA-102	
Temp (°C)	286	275.9273	10.0	338	329.2601	8.73
°API	31.5	30.4912	1.00	29.7	26.0105	3.68

	Diseño	Simulación	Diferencia	Diseño	Simulación	Diferencia
Corriente	7 (Residuo)			14 (Nafta)		
De	DA-102	DA-102		GA-105/R	GA-105/R	
A						
Temp (°C)	343	342.3689	0.6311	37.7	37.7	0
°API	14.1	15.2121	1.11	53.21	53.5384	0.32

En general podemos decir, que las diferencias entre nuestro caso base y los resultados obtenidos de la simulación son pequeñas, por lo que podemos considerarla una buena simulación, ya que los flujos y el peso molecular promedio no sobrepasan el 8% de error, y la

diferencia de temperaturas entre un caso y otro no es mayor de 10°C , lo mismo puede decirse de los $^{\circ}\text{API}$, ya que la diferencia no sobrepasa de 4°API .

APENDICE II

CALCULOS DE TRABAJO PERDIDO

Para la evaluación de un proceso desde el punto de vista termodinámico, no se requieren nuevas ideas fundamentales, ya que basta la conjunción de la primera y segunda leyes de la termodinámica para lograrlo.

A pesar de que en muchos de los cálculos termodinámicos se consideran condiciones ideales (procesos reversibles), los procesos reales o irreversibles son susceptibles del análisis termodinámico. El objetivo de éste tipo de análisis nos permite determinar la eficiencia total del uso de energía y por consiguiente, calcular las ineficiencias de las diversas etapas del proceso. El costo de energía repercute en cualquier operación unitaria, y el primer intento en reducir los requisitos de energía consiste en determinar dónde y en qué se pierde energía debida a las irreversibilidades del proceso.

El balance de energía para un sistema en estado estacionario definido por fronteras reales que lo separan del exterior, que

intercambia materia con el exterior a través de las corrientes de proceso que cruzan la frontera y que intercambian energía en forma de calor o trabajo, está dado por la siguiente expresión.

$$W + Q = \sum M_{\text{sal}} h_{\text{sal}} - \sum M_{\text{ent}} h_{\text{ent}}$$

De donde:

W = Trabajo (kcal/h)

Q = Calor (kcal/h)

M_{sal} = Flujo másico de salida (kgmol/h)

h_{sal} = Entalpía de salida (kcal/kgmol)

M_{ent} = Flujo másico de entrada (kgmol/h)

h_{ent} = Entalpía de entrada (kcal/kgmol)

El calor (Q) y el trabajo (ó energía mecánica W) no son energías de la misma calidad ya que el trabajo no puede transformarse en trabajo completamente, la eficiencia máxima de transformación está dada por la eficiencia de Carnot. Para este fin se requiere de un receptor térmico infinito que pueda recibir calor sin alterarse apreciablemente, siendo el medio ambiente el único receptor práctico. Para comparar la eficiencia con que dos procesos diferentes utilizan la

energía, se define el trabajo mecánico equivalente que se proporciona al proceso con la relación siguiente:

$$W_e = W + Q (1 - T_0 / T_{ext})$$

De donde:

W_e = Trabajo mecánico equivalente (kcal/h)

W = Trabajo (kcal/hr)

Q = Calor (kcal/hr)

T_0 = Temperatura del medio ambiente (305 K)

T_{ext} = Temperatura externa

El trabajo mecánico equivalente mínimo que se proporcionará a un sistema para llevar a cabo un proceso dado, se rige por la ecuación.

$$(W_e)_{mfn} = \sum (h_{ent} - T_0 S_{ent}) M_{ent} - \sum (h_{sal} - T_0 S_{sal}) M_{sal}$$

De donde:

$(W_e)_{\min}$ = Trabajo equivalente mínimo (kcal/h)

h_{ent} = Entalpía de entrada (kcal/kgmol)

T_0 = Temperatura del medio ambiente (305 K)

M_{ent} = Flujo másico de entrada (kgmol/h)

h_{sal} = Entalpía de salida (kcal/kgmol)

S_{sal} = Entropía de salida (kcal/kgmol-K)

M_{sal} = Flujo másico de salida (kgmol/h)

Cuando esta cantidad es positiva, el proceso requiere como mínimo el valor encontrado y, cuando es negativa, indica que el proceso proporcionará trabajo y, el valor encontrado (valor absoluto) será el máximo disponible. Para realizar el cálculo, es necesario contar con la información de las corrientes de entrada y salida del proceso.

Un proceso real consume mayor energía que el trabajo equivalente mínimo. A este excedente se le denomina trabajo perdido, y está asociado con la generación de entropía total de la siguiente manera:

$$W_p = T_0 \Delta S_{\text{gen}}$$

De donde:

W_p = Trabajo perdido (kcal/h)

T_o = Temperatura del medio ambiente (305 K)

ΔS_{gen} = Generación de entropía total (kcal/h-K)

La generación de entropía total se calcula como:

$$\Delta S_{gen} = \sum M_{sal} S_{sal} - \sum M_{ent} S_{ent} - Q / T_o$$

De donde:

ΔS_{gen} = Generación de entropía total (kcal/h-K)

M_{sal} = Flujo másico de salida (kgmol/h)

S_{sal} = Entropía de salida (kcal/kgmol-K)

M_{ent} = Flujo másico de entrada (kgmol/h)

S_{ent} = Entropía de entrada (kcal/kgmol-K)

Q = Calor (kcal/h)

T_o = Temperatura del medio ambiente (305 K)

La generación de entropía se debe a las irreversibilidades termodinámicas que se presentan. La termodinámica no indica las modificaciones que deben hacerse, pero nos permite realizar los

cálculos de trabajo perdido, con lo que podemos proponer las modificaciones al proceso. Es necesario identificar los lugares en donde el trabajo perdido es mayor y así poder plantear las propuestas al proceso en estudio.

Las causas de irreversibilidad termodinámicas más importantes son:

- Mezclado de corrientes o sistemas que se encuentran a diferentes condiciones (temperatura, presión o composición).
- Expansión súbita de una corriente sin recuperación de trabajo
- Transferencia de calor cuando ΔT es finita.
- Fricción por rozamiento de partes móviles.
- Transformación de energía eléctrica en calor.
- Fricción por flujo viscoso
- Reacciones químicas alejadas del equilibrio termodinámico.

En resumen podemos decir, que un proceso real consume más energía, y a ésta energía adicional la denominamos trabajo perdido.

La cantidad adicional de trabajo se debe a las irreversibilidades que ocurren en el sistema, y a medida que aumentan las irreversibilidades, el proceso utilizará con menor eficiencia la energía proporcionada, por lo que requerirá una cantidad mayor.

Para disminuir el consumo de energía de un proceso es necesario disminuir las irreversibilidades, logrando así una reducción del trabajo perdido.

En el análisis termodinámico de procesos es necesario establecer:

1. Las condiciones de operación del proceso que se desean estudiar.
2. Dividir el proceso en secciones de tal forma que se conozcan las condiciones de las corrientes de entrada y salida que intervienen.
3. Efectuar los balances de energía en cada sección, para lo cual se requiere el cálculo del cambio de entalpía entre las corrientes de entrada y las de salida.

4. Calcular el cambio de entropía, con lo cual se podrá calcular el trabajo perdido.

Metodología empleada

Los resultados obtenidos de la simulación fueron suficientes para realizar el cálculo del trabajo perdido, ya que se utilizaron los flujos, las entalpías y las entropías específicas de todas y cada una de las corrientes que intervienen, así como las cargas térmicas de la torre de destilación atmosférica (incluyendo las torres agotadoras).

El trabajo perdido solamente se calculó en la torre de destilación atmosférica y en las torres agotadoras de la misma.

Para calcular la generación de entropía es necesario definir la temperatura exterior, por lo que se utilizó como T_0 la temperatura del medio ambiente (550 R)

Como se realizó el cálculo del trabajo perdido plato por plato cabe aclarar que los resultados que nos reporta el Simulador Aspen Plus de los flujos de líquido y de vapor en cada uno de los platos de la

torre no incluyen entradas y salidas laterales, por lo que para fines prácticos el cálculo del trabajo perdido reportado en la tabla II.1 se ilustrará con el ejemplo del plato número 6 (Se considera al condensador como el plato número 1):

1) A los flujos de líquido reportados originalmente del simulador les restamos las salidas laterales, para evitar que se contabilicen dos veces.

2) Cálculo de H_1 , lo que equivaldría a:

$$H_1 = \sum M_{sal} * h_{sal} - \sum M_{ent} * h_{ent}$$

Es decir:

$$H_1 = M_6^L * h_6^L + M_6^V * h_6^V - M_5^L * h_5^L - M_7^V * h_7^V$$

$$H_1 = 2,188 \text{kgmol/h} * (3,048.24 \text{kcal/kgmol}) + 4,867 \text{kgmol/h} * (-9,471.67 \text{kcal/kgmol}) - 2,263 \text{kgmol/h} * (-2,572.41 \text{kcal/kgmol}) - 4,540 \text{kgmol/h} * (-7,967.78 \text{kcal/kgmol})$$

$$H_1 = -9,073,235 \text{ kcal/h}$$

3) Cálculo de S_1

$$S_1 = \sum M_{\text{sal}} * s_{\text{sal}} - \sum M_{\text{ent}} * s_{\text{ent}}$$

$$S_1 = M_6^L * s_6^L + M_6^V * s_6^V - M_5^L * s_5^L - M_7^V * s_7^V$$

$$S_1 = 2,188 \text{ kgmol/h} * 16.79 \text{ kcal/kgmol-K} + 4,867 \text{ kgmol/h} * (-9,471.67 \text{ kcal/kgmol-K}) - 2,263 \text{ kgmol/h} * (-15.36 \text{ kcal/kgmol-K}) - 4,540 \text{ kgmol/h} * 23.76 \text{ kcal/kgmol-K}$$

$$S_1 = 2,389 \text{ kcal/h-K}$$

4) Cálculo de H_2

$$H_2 = \sum M_{\text{sal}} * h_{\text{sal}} - \sum M_{\text{ent}} * h_{\text{ent}}$$

$$H_2 = -(250 \text{ kgmol/h}) * (-36,208.29 \text{ kcal/kgmol}) = 9,058,834 \text{ kcal/h}$$

5) Cálculo de S_2

$$S_2 = \sum M_{sal} * s_{sal} - \sum M_{ent} * s_{ent}$$

$$S_2 = -(250 \text{kgmol/h}) * (7.03 \text{kcal/kgmol-K}) = -1,758 \text{kcal/h-K}$$

6) Cálculo de H_{tot}

$$H_{tot} = H_1 + H_2$$

$$H_{tot} = -9,073,235 \text{kcal/h} + 9,058,834 \text{kcal/h} = -14,401 \text{kcal/h}$$

6) Cálculo de S_{tot}

$$S_{tot} = S_1 + S_2$$

$$S_{tot} = 2,389 \text{kcal/h-K} + (-1,758 \text{kcal/h-K}) = 631 \text{kcal/h-K}$$

7) Cálculo de $T_0 S_{tot}$

$$T_0 S_{tot} = 550 \text{K} * 631 \text{kcal/h-K} = 192,467 \text{kcal/h}$$

8) Cálculo de $Q (T_o/T)$

$$Q (T_o/T) = 0$$

9) Cálculo del $W_{perdido}$

$$W_{perdido} = T_o S_{tot} + Q (T_o/T) = 192,467 \text{kcal/h}$$

Cabe mencionar, que en el caso de la sustitución del vapor de las agotadoras por rehervidores, la temperatura que se utilizó como T en el término $Q^*(T_o/T)$, fue $T_{plato} + 10^\circ\text{C}$.

A continuación se muestran los resultados obtenidos en el cálculo del trabajo perdido en cada uno de los casos. (Tablas II.1 a II.8), así como el % de trabajo perdido en cada plato, éste se obtuvo dividiendo el trabajo perdido de cada plato entre el trabajo perdido de la torre, incluyendo las agotadoras.

En la Tabla II.9 se hace una comparación entre el caso base y cada uno de los casos, es decir, la primera columna de cada caso, representa el trabajo perdido en cada plato, y la segunda columna, la

diferencia que existe de trabajo perdido entre el caso base y el caso en cuestión.

Cabe mencionar que en la primera columna los platos están enumerados del 1 a 34 para los platos de la Torre de Destilación Atmosférica, siendo el plato 1 el condensador de la torre; y del plato 1 al plato 4 para cada una de las 3 agotadoras.

Tabla II. Trabajo Perdido. CASO BASE									
Plato	Flujo		Entropía		Entalpía		Q	H _i	S _i
	kgmol/h	kgmol/h	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido			
	Líquido	Vapor	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol	kcal/kgmol			
1	2,885	0		-6,57		-4,945,57	-49,930,440	51,459,230	-75,879
SUB	1,793			-14,70		-7,707,78	-9,431,949	450,266	-7,394
2	2,264	4,396	12,95	5,96	-14,952,22	-801,36		-8,730	7,701
3	2,321	4,867	18,20	11,13	-11,064,44	1,068,51		22,759	1,111
4	2,302	4,926	20,36	13,65	-10,037,22	1,979,84		-27,909	602
5	2,283	4,903	21,47	15,38	-9,654,44	2,572,41		23,552	319
6	2,188	4,867	22,25	18,79	-9,471,87	3,040,24		-9,073,235	2,389
7	2,165	4,540	23,78	18,19	-7,967,78	3,534,43		2,901	301
8	2,095	4,509	24,41	19,54	-7,813,89	3,969,60		-244	357
9	2,017	4,448	25,05	21,11	-7,762,78	4,474,33		2,145	462
10	1,420	4,370	25,77	23,03	-7,740,56	5,110,34		-2,558,605	-10,976
11	1,304	4,273	28,61	25,36	-7,730,56	5,930,00		-774	474
12	1,258	4,188	27,31	27,50	-7,731,11	6,710,66		1,569	346
13	1,180	4,111	27,92	29,59	-7,746,67	7,470,56		1,162	268
14	1,086	4,034	28,47	31,91	-7,803,33	8,293,33		-449	266
15	411	3,939	29,01	34,98	-7,942,22	9,359,44		-13,303,754	-15,814
16	317	3,556	30,88	40,11	-8,486,11	11,200,56		-873	205
17	1,470	3,462	31,18	44,38	-8,748,89	12,703,33	-12,355,856	-1,241,106	11,844
18	1,517	4,007	37,09	48,12	-1,746,57	14,599,44		447	57
19	1,498	4,054	38,56	50,06	-869,15	15,522,22		-643	106
20	1,457	4,036	39,21	51,66	-597,69	16,243,33		6,616	109
21	1,374	3,994	39,66	53,54	-501,06	17,047,78		-3,391,287	1,661
22	353	3,810	40,72	56,69	301,08	18,281,11		-15,674,335	-48,250
23	1,357	3,646	41,08	63,07	-42,36	20,796,11	-13,344,436	2,006,007	20,198
24	1,378	4,088	47,75	68,51	4,796,38	23,678,67		1,268	91
25	1,338	4,109	49,63	71,41	5,843,33	25,151,67		-4,215	83
26	1,257	4,089	50,37	73,56	6,151,67	26,201,67		-1,583	126
27	449	3,988	50,69	75,98	6,098,33	27,317,78		-17,589,462	-48,668
28	303	3,824	50,23	81,16	5,553,06	29,687,78		-5,459	301
29	168	3,678	49,65	88,08	4,886,13	32,721,11		-1,098	211
30	73	3,543	48,61	99,35	4,084,83	37,611,11		60,278,998	142,713
31	1,186	1,401	15,70	111,41	-34,851,11	42,569,44		53,675,401	139,406
32	1,138	1,222	8,14	112,33	-44,677,78	42,762,78		-19,991	150
33	1,106	1,173	2,55	112,61	-47,977,78	42,735,56		3,871	112
34	1,053	1,142	-0,33	112,38	-50,531,11	42,328,89		-60,367,898	-6,544
1	490	250	7,03	22,89	-38,208,89	4,928,81		2,558,428	11,542
2	481	240	5,89	22,32	-38,294,44	4,738,43		-351	23
3	469	231	4,05	21,81	-40,409,44	4,475,16		-974	23
4	429	219	1,87	20,95	-43,352,78	4,027,94	0	-9,888,068	-849
1	614	231	8,10	34,85	-36,778,33	9,254,44		4,892,239	16,306
2	507	222	6,79	34,67	-38,766,67	9,137,22		-1,369	9
3	497	216	5,31	34,36	-40,718,33	8,848,87		-310	29
4	482	208	2,99	33,74	-43,625,00	8,558,89	0	-9,426,878	-858
1	244	101	13,46	56,07	-33,491,67	18,233,33		4,552,381	14,106
2	240	96	11,41	56,65	-36,189,44	18,160,56		550	8
3	236	93	9,40	56,50	-38,583,33	18,012,22		-1,197	13
4	221	88	6,21	56,06	-42,158,67	17,627,78	0	-4,047,804	-383

Tabla II.1. Trabajo Perdido, CASO BASE									
Plato	Líquido kgmol/h	Entradas							
		Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Vapor kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Mezcla kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K
1									
SUB									
2									
3									
4									
5									
6				250	-36,208.89	7.03			
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15				231	-36,778.33	6.19			
16									
17	608	18281.11111	15.7075						
18									
19									
20									
21				101	-33,491.67	13.48			
22									
23	562	27317.77778	75.9781						
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30				2,047	29,437.78	68.11			
31	1,293	41492.77778	107.165						
32									
33									
34							1,089	-55,430.00	-7.49
1	500	5110.338333	23.0264						
2									
3									
4							178	-55,430.00	-7.49
1	523	9359.444444	34.9771						
2									
3									
4							170	-55,430.00	-7.49
1	249	18281.11111	56.5891						
2									
3									
4							73	-55,430.00	-7.49

Tabla II.1. Trabajo Perdido. CASO BASE									
Plato	Salidas								
	Líquido	Entalpia	Entropia	Vapor	Entalpia	Entropia	H ₂	S ₂	H ₂
	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kcal/h	kcal/h-K	kcal/h
1	1,511	-68,083.33	-38.22				-102,851.132	-57.739	-51,391.903
SUB	1,092	-7,707.78	-14.72				-8,420.371	-16.086	-7,970.105
2							0	0	-8,730
3							0	0	22,759
4							0	0	-27,609
5							0	0	23,552
8							8,058.834	-1,758	-14,401
7							0	0	2,981
8							0	0	-244
9							0	0	2,145
10	500	5,110.34	23.03				2,557.177	11,522	-1,427
11							0	0	-774
12							0	0	1,569
13							0	0	1,162
14							0	0	-449
15	523	9,359.44	34.98				13,383.184	16,393	-570
16							0	0	-873
17							-11,116.861	-9,552	-12,358.057
18							0	0	447
19							0	0	-643
20							0	0	6,616
21							3,389.815	-1,364	-1,672
22	857	18,281.11	58.59				15,669.274	48,504	-5,061
23							-15,342.317	-42,870	-13,336.310
24							0	0	1,288
25							0	0	-4,215
26							0	0	-1,583
27	644	27,317.78	75.88				17,595.835	48,937	6,373
28							0	0	-5,459
29							0	0	-1,098
30							-60,264.363	-139,429	12,636
31							-53,632.202	-138,518	43,189
32							0	0	-19,991
33							0	0	3,871
34							60,375.795	8,156	7,907
1							-2,557.177	-11,622	-749
2							0	0	-351
3							0	0	-974
4							9,889.570	1,338	1,502
1							-4,892.691	-18,284	-451
2							0	0	-1,369
3							0	0	-310
4							9,429.007	1,274	3,129
1							-4,552.412	-14,092	-30
2							0	0	550
3							0	0	-1,197
4							4,048.777	547	873

Tabla II.1. Trabajo Perdido. CASO BASE					
Plato	S _{ca}	T _{ca} * S _{ca}	Q (To/T)	W Perdido	% W Perdido
	kcal/h-K	kcal/h	kcal/h	kcal/h	
1	-133,618	-40,753,407	-49,930,440	9,177,033	24.09
SUB	-23,479	-7,181,151	-9,431,949	2,270,798	5.96
2	7,701	2,348,706	0	2,348,706	6.17
3	1,111	338,649	0	338,649	0.89
4	602	183,556	0	183,556	0.48
5	319	97,365	0	97,365	0.26
6	631	192,487	0	192,487	0.51
7	301	91,711	0	91,711	0.24
8	357	108,799	0	108,799	0.29
9	462	140,847	0	140,847	0.37
10	546	166,595	0	166,595	0.44
11	474	144,698	0	144,698	0.38
12	346	105,451	0	105,451	0.28
13	268	81,811	0	81,811	0.21
14	286	87,327	0	87,327	0.23
15	579	176,493	0	176,493	0.46
16	205	62,391	0	62,391	0.16
17	2,292	699,053	-12,355,856	13,054,909	34.27
18	57	17,412	0	17,412	0.05
19	108	32,208	0	32,208	0.08
20	109	33,315	0	33,315	0.09
21	197	59,946	0	59,946	0.16
22	254	77,490	0	77,490	0.20
23	-22,472	-6,853,849	-13,344,436	6,490,589	17.04
24	91	27,741	0	27,741	0.07
25	83	25,402	0	25,402	0.07
26	128	38,470	0	38,470	0.10
27	270	82,246	0	82,246	0.22
28	301	91,654	0	91,654	0.24
29	211	64,390	0	64,390	0.17
30	3,284	1,001,661	0	1,001,661	2.63
31	888	270,860	0	270,860	0.71
32	150	45,765	0	45,765	0.12
33	112	34,171	0	34,171	0.09
34	1,812	491,679	0	491,679	1.29
1	19	5,944	0	5,944	0.02
2	23	7,115	0	7,115	0.02
3	23	6,888	0	6,888	0.02
4	487	148,648	0	148,648	0.39
1	22	6,712	0	6,712	0.02
2	9	2,753	0	2,753	0.01
3	29	8,804	0	8,804	0.02
4	415	126,874	0	126,874	0.33
1	14	4,280	0	4,280	0.01
2	8	2,589	0	2,589	0.01
3	13	4,108	0	4,108	0.01
4	164	50,082	0	50,082	0.13
				38,089,398	100

Tabla II.2. Trabajo Perdido, CASO 1									
Plato	Flujo		Entropía	Entropía	Entalpia	Q	H ₁	S ₁	S ₂
	kg/moh	kg/moh	Vapor	Líquido	Vapor				
	Líquido	Vapor	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol	kcal/kgmol	kcal/h	kcal/h	kcal/h-K
1	2,753	0		-8.48		-4,943.01	-44,885,405	28,209,867	-76,495
SUB	1,664			-14.65		-7,579.44	-6,697,130	993,437	-6,542
2	2,132	3,642	15.26	8.93	-10,894.44	-517.69		-231,958	7,395
3	2,185	4,310	20.97	12.17	-8,977.22	1,454.42		-1,454	1,083
4	2,166	4,362	23.18	14.71	-5,912.78	2,384.22		368	404
5	2,130	4,344	24.38	16.41	-5,480.77	2,982.50		-1,157	363
6	2,065	4,307	25.22	17.82	-3,250.92	3,459.07		1,186,237	3,519
7	2,013	4,180	25.59	19.00	-5,504.41	3,840.63		1,638	316
8	1,952	4,128	26.19	20.34	-5,432.56	4,274.11		-920	320
9	1,875	4,067	26.86	21.93	-5,383.26	4,781.50		-172	385
10	1,291	3,983	27.64	23.90	-5,308.92	5,450.19		-2,585,623	-11,143
11	1,210	3,895	28.54	26.30	-5,251.46	6,304.44		3,796	384
12	1,138	3,813	29.30	28.45	-5,210.58	7,105.00		-2,657	340
13	1,065	3,741	29.93	30.57	-5,168.42	7,870.00		185	240
14	979	3,669	30.50	32.85	-5,207.90	8,685.56		2,452	256
15	383	3,582	31.05	35.86	-5,302.09	9,734.44		-4,532,906	-16,457
16	294	3,455	31.83	40.65	-5,568.67	11,415.56		15,874	284
17	1,448	3,364	31.87	44.69	-5,831.67	12,837.22	-12,392,144	-1,249,584	11,788
18	1,495	3,912	37.87	48.48	-602.91	14,757.78		2,874	106
19	1,477	3,959	39.36	50.43	84.13	15,688.89		-1,578	74
20	1,437	3,941	40.03	52.03	365.92	16,411.11		2,570	90
21	1,262	3,901	40.49	53.89	474.52	17,208.33		325,908	926
22	356	3,813	40.82	56.83	382.62	18,385.11		-15,492,414	-47,643
23	1,291	3,650	41.13	63.08	-7.26	20,812.22	-13,330,072	2,006,105	20,172
24	1,263	4,093	47.79	68.49	4,827.84	23,675.56		-542	121
25	1,344	4,115	49.66	71.35	5,875.00	25,136.67		-402	87
26	1,264	4,075	50.41	73.48	6,184.44	26,173.89		-2,490	128
27	457	3,995	50.83	75.86	6,134.44	27,273.33		-17,574,810	-48,632
28	312	3,833	50.28	80.90	5,602.76	29,577.78		-174	317
29	173	3,688	49.61	87.68	4,941.90	32,549.44		-9,323	190
30	74	3,550	48.86	99.03	4,128.85	37,464.44		60,348,890	142,875
31	1,188	1,402	15.72	111.38	-34,835.56	42,555.56		53,660,213	139,403
32	1,139	1,222	6.16	112.30	-44,885.00	42,748.89		6,530,843	164
33	1,107	1,174	2.58	112.58	-53,625.56	42,721.11		-6,517,220	115
34	1,055	1,142	-0.32	112.35	-50,522.78	42,314.44		-60,381,084	-6,532
1	682	64	48.50	31.87	18,668.89	9,707.22		2,868,146	11,658
2	899	256	51.31	33.26	20,037.78	10,400.56		-1,718	17
3	709	273	53.61	34.61	21,182.78	11,065.56		1,113	29
4	425	283	56.17	36.48	22,483.33	11,941.67	3,600,011	3,598,804	6,695
1	590	4	41.90	38.01	15,005.00	11,496.11		4,585,687	16,825
2	618	122	47.01	40.19	16,278.89	12,573.89		7,786	30
3	663	150	54.24	44.05	21,567.78	14,561.11		-9,489	19
4	468	195	63.83	49.68	26,266.33	17,376.33	3,600,011	3,608,799	6,533
1	318	13	62.06	60.44	25,671.87	21,452.22		4,317,936	13,306
2	342	95	70.01	64.28	29,661.11	23,606.11		10,138	30
3	357	119	78.94	69.30	34,129.44	26,346.67		-13,868	23
4	223	135	90.18	77.75	40,162.22	30,909.44	2,880,000	2,895,600	4,736

Tabla II.2. Trabajo Perdido. CASO 1

Plato	Entradas								
	Líquido kgmol/h	Enlápia	Entropia kcal/kgmol-K	Vapor kgmol/h	Enlápia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Mezcla kgmol/h	Enlápia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K
1									
SUB									
2									
3									
4									
5									
6					63	18,668.89		48.50	
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15					4	16,005.00		41.90	
16									
17	607	16,386.11	15.78						
18									
19									
20									
21					13	25,671.67		62.05	
22									
23	562	27,273.33	75.86						
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30					2,049	29,437.76		66.11	
31	1,292	41,482.78	107.17						
32									
33									
34							1,089	-55,430.00	-7.49
1	489	5,450.19	23.90						
2									
3									
4									
1	472	9,734.44	35.86						
2									
3									
4									
1	235	16,386.11	58.83						
2									
3									
4									

Tabla II.2. Trabajo Perdido, CASO 1

Plato	Salidas								
	Líquido kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Vapor kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	H ₂ kcal/h	S ₂ kcal/h-K	H ₂ kcal/h
1	1,089	-66,063.33	-38.22				-74,154,183	-41,629	-45,944,296
SUB	1,089	-7,718.33	-14.67				-8,401,870	-16,064	-7,408,434
2							0	0	-231,956
3							0	0	-1,454
4							0	0	388
5							0	0	-1,157
6							-1,184,174	-3,076	2,063
7							0	0	1,638
8							0	0	-920
9							0	0	-172
10	489	5,450.19	23.90				2,664,235	11,081	-1,388
11							0	0	3,706
12							0	0	-2,657
13							0	0	185
14							0	0	2,452
15	472	9,734.44	35.66				4,531,627	16,758	-778
16							0	0	16,874
17							-11,159,992	-9,576	-12,409,577
18							0	0	2,674
19							0	0	-1,678
20							0	0	2,570
21							-325,463	-787	445
22	842	18,386.11	56.63				15,485,905	47,868	-6,509
23							-15,329,341	-42,638	-13,323,236
24							0	0	-542
25							0	0	-402
26							0	0	-2,490
27	645	27,273.33	75.66				17,580,953	48,901	6,143
28							0	0	-174
29							0	0	-9,323
30							-60,320,654	-139,659	26,236
31							-53,627,696	-138,506	32,517
32							0	0	6,530,643
33							0	0	-6,517,220
34							60,375,795	8,156	-5,289
1							-2,694,235	-11,681	3,911
2							0	0	-1,718
3							0	0	1,113
4							0	0	3,599,804
1							-4,591,212	-16,913	-5,325
2							0	0	7,786
3							0	0	-9,469
4							0	0	3,608,799
1							-4,325,912	-13,372	-7,975
2							0	0	10,138
3							0	0	-13,668
4							0	0	2,895,600

Tabla II.2. Trabajo Perdido. CASO 1

Plato	S_{ad}	$T_{ad} \cdot S_{ad}$	Q (ToT)	W Perdido	% W Perdido
	kcal/h-K	kcal/h			
1	-118,095	-36,019,088	-44,885,485	8,866,397	23.92
SUB	-22,507	-8,864,533	-8,697,130	1,832,597	4.94
2	7,395	2,255,459	0	2,255,459	6.08
3	1,083	330,458	0	330,458	0.89
4	494	150,618	0	150,618	0.41
5	353	107,697	0	107,697	0.29
6	443	135,202	0	135,202	0.36
7	316	96,449	0	96,449	0.26
8	320	97,478	0	97,478	0.26
9	385	117,348	0	117,348	0.32
10	538	164,188	0	164,188	0.44
11	384	117,240	0	117,240	0.32
12	340	103,597	0	103,597	0.28
13	240	73,296	0	73,296	0.20
14	256	77,961	0	77,961	0.21
15	301	81,830	0	81,830	0.25
16	284	86,647	0	86,647	0.23
17	2,212	674,853	-12,392,144	13,066,797	35.25
18	106	32,410	0	32,410	0.09
19	74	22,611	0	22,611	0.06
20	90	27,337	0	27,337	0.07
21	139	42,417	0	42,417	0.11
22	225	68,515	0	68,515	0.18
23	-22,486	-8,852,200	-13,330,072	6,477,871	17.47
24	121	36,833	0	36,833	0.10
25	57	17,256	0	17,256	0.05
26	128	38,925	0	38,925	0.11
27	269	81,921	0	81,921	0.22
28	317	96,621	0	96,621	0.26
29	196	59,710	0	59,710	0.16
30	3,316	1,011,449	0	1,011,449	2.73
31	897	273,580	0	273,580	0.74
32	164	50,112	0	50,112	0.14
33	115	35,073	0	35,073	0.09
34	1,625	495,502	0	495,502	1.34
1	-24	-7,235	0	-7,235	-0.02
2	17	5,080	0	5,080	0.01
3	29	8,793	0	8,793	0.02
4	6,898	2,103,892	1,836,514	167,378	0.45
1	-88	-26,822	0	-26,822	-0.07
2	30	9,300	0	9,300	0.03
3	18	5,768	0	5,768	0.02
4	6,533	1,992,539	1,836,126	156,413	0.42
1	-66	-20,154	0	-20,154	-0.05
2	39	12,029	0	12,029	0.03
3	23	7,122	0	7,122	0.02
4	4,736	1,444,397	1,330,937	113,460	0.31
				37,070,523	100

Plato	Flujo		Entropía	Entropía	Entalpia	Entalpia	Q	H _i	S _i
	kgmol/h	kgmol/h	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido			
	Líquido	Vapor	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol	kcal/kgmol			
1	2,721			-6.55		-4,945.53	-45,014.003	33,963.847	-74.136
SUB	1,629			-14.71		-7,709.44	-3,660.086	897.520	-6.134
2	2,077	3,897	14.45	6.46	-12,167.22	-672.26		-1,060	7.133
3	2,123	4,345	19.92	11.59	-8,344.44	1,245.00		-1,242	997
4	2,103	4,392	22.03	14.09	-7,335.56	2,149.87		831	487
5	2,056	4,371	23.17	15.78	-6,940.55	2,737.37		1,434	318
6	1,991	4,334	23.98	17.20	-6,738.89	3,209.26		-8,904.275	2,586
7	1,964	4,004	25.72	18.60	-4,866.76	3,701.93		985	276
8	1,907	3,977	26.40	19.92	-4,679.02	4,131.90		287	290
9	1,833	3,921	27.08	21.44	-4,590.16	4,633.93		-929	359
10	1,237	3,847	27.86	23.40	-4,518.28	5,273.19		-2,661.131	-11,301
11	1,158	3,755	28.77	25.77	-4,445.31	6,107.22		1,054	373
12	1,089	3,676	29.53	27.88	-4,391.57	6,860.00		-2,472	286
13	1,019	3,607	30.16	29.91	-4,359.66	7,615.00		1,319	247
14	932	3,537	30.72	32.15	-4,370.30	8,403.33		-2,571	226
15	256	3,450	31.28	35.21	-4,457.52	9,451.67		-13,392.392	-15,919
16	184	3,066	33.56	40.68	-2,413.04	11,393.33		-1,039	179
17	1,346	2,993	33.80	44.33	-2,581.87	12,849.44	-12,399.199	-1,258,403	11,835
18	1,388	3,545	39.92	48.20	2,388.83	14,602.22		-1,768	105
19	1,370	3,587	41.44	50.17	3,263.53	15,535.00		-1,315	42
20	1,331	3,569	42.15	51.76	3,564.24	16,250.00		1,720	113
21	1,252	3,531	42.63	53.60	3,782.63	17,035.00		-3,332,752	1,722
22	212	3,349	43.91	56.61	4,809.16	18,248.89		-15,735,543	-48,586
23	1,198	3,170	44.32	64.39	4,537.81	21,195.00	-13,850,443	1,989,645	20,451
24	1,210	3,604	51.38	70.41	9,410.56	24,379.44		-970	98
25	1,167	3,616	53.41	73.56	10,515.00	25,990.56		7,506	110
26	1,080	3,572	54.21	75.90	10,873.33	27,140.00		-8,429	51
27	246	3,485	54.43	79.21	10,852.78	28,689.44		-16,162,893	-49,869
28	146	3,284	53.92	88.99	10,270.56	33,018.89	-314,113	123,608	872
29	86	3,174	53.48	97.60	9,885.00	36,930.56		900	117
30	44	3,114	53.00	104.74	9,548.89	40,139.44		59,848,255	140,669
31	1,181	1,035	19.69	111.39	-30,455.56	42,668.33		53,666,202	139,201
32	1,126	880	9.20	112.39	-41,588.33	42,909.44		9,139	188
33	1,105	834	4.84	112.80	-45,829.44	42,947.78		-5,218	62
34	1,057	804	1.28	112.81	-49,097.78	42,681.11		-41,851,655	-4,451
1	493	255	7.74	23.01	-35,232.22	5,061.78		2,663,088	11,838
2	483	243	6.09	22.81	-37,621.67	4,850.25		-768	24
3	470	233	4.40	22.06	-39,953.89	4,568.75		547	33
4	428	220	2.07	21.17	-43,096.11	4,103.65		-9,890,286	-855
1	517	236	8.56	35.06	-35,715.00	9,327.78		4,982,138	18,585
2	508	226	7.34	34.87	-38,006.11	9,195.56		-1,110	20
3	498	217	5.70	34.54	-40,182.78	8,991.11		308	30
4	462	206	3.22	33.91	-43,314.44	8,592.22		-9,428,124	-865
1	246	104	14.54	56.71	-32,125.56	18,190.00		4,591,922	14,284
2	242	98	12.18	56.69	-35,194.44	18,106.67		79	11
3	236	94	9.94	58.54	-37,889.44	17,947.78		1,429	16
4	221	80	6.51	58.13	-41,751.11	17,559.44		-4,050,067	-382

Tabla II.3. Trabajo Perdido, CASO 2A

Plato	Entradas								
	Líquido	Entalpia	Entropia	Vapor	Entalpia	Entropia	Mezcla	Entalpia	Entropia
	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K
1									
SUB									
2									
3									
4									
5									
6				255	-35,232.22	7.74			
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15				236	-35,715.00	8.96			
16									
17	610	18,248.69	15.76						
18									
19									
20									
21				104	-32,125.66	14.54			
22									
23	552	28,689.44	79.21						
24									
25									
26									
27									
28	11	40,139.44	55.89						
29									
30				2,048	29,439.44	68.11			
31	1,293	41,492.78	107.17						
32									
33									
34							755	-55,430.00	-7.49
1	805	5,273.18	23.40						
2									
3									
4							178	-55,430.00	-7.43
1	527	9,451.67	35.21						
2									
3									
4							178	-55,430.00	-7.49
1	252	18,248.89	56.61						
2									
3									
4							73	-55,430.00	-7.49

Tabla B.3. Trabajo Perdido. CASO 2A

Plato	Salidas								
	Líquido	Energía	Energía	Vapor	Energía	Energía	H ₂	S ₂	H ₂
	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kcal/h	kcal/h-K	kcal/h
1	1,177	-68,083.33	-38.22				-80,120,439	-44,978	-46,150,592
SUB	1,092	-7,709.44	-14.71				-8,416,731	-16,056	-7,519,710
2							0	0	-1,060
3							0	0	-1,242
4							0	0	831
5							0	0	1,424
6							8,984,784	-1,973	510
7							0	0	285
8							0	0	287
9							0	0	-929
10	605	5,273.19	23.40				2,661,975	11,811	846
11							0	0	1,054
12							0	0	-2,472
13							0	0	1,319
14							0	0	-2,571
15	527	9,451.67	35.21				13,395,574	16,447	3,182
16							0	0	-1,039
17							-11,138,914	-9,621	-12,397,317
18							0	0	-1,768
19							0	0	-1,315
20							0	0	1,720
21							3,334,981	-1,510	2,228
22	862	18,748.89	56.51				15,731,650	48,804	-3,592
23							-15,842,413	-43,743	-13,852,567
24							0	0	-970
25							0	0	7,506
26							0	0	-8,429
27	633	28,688.44	79.21				18,169,384	50,168	6,491
28							-437,591	-609	-313,984
29							0	0	900
30	11	40,139.44	55.89				-59,841,971	-138,853	6,284
31							-53,631,771	-138,517	34,431
32							0	0	9,139
33							0	0	-5,218
34							41,869,483	5,856	17,828
1							-2,661,975	-11,811	1,112
2							0	0	-758
3							0	0	547
4							9,889,570	1,336	-716
1							-4,981,877	-18,657	262
2							0	0	-1,110
3							0	0	308
4							9,429,007	1,274	883
1							-4,592,036	-14,248	-1,013
2							0	0	79
3							0	0	1,429
4							4,048,777	547	-1,290

Tabla H.3. Trabajo Perdido, CASO 2A

Plato	S_{10} kcal/h-K	$T_a \cdot S_{10}$ kcal/h	Q (To/T) kcal/h	W Perdido kcal/h	% W Perdido
1	-119,114	-36,329,826	-15,014,003	8,684,177	23.81
SUB	-22,190	-6,767,917	-8,660,086	1,892,169	5.14
2	7,133	2,175,525	0	2,175,525	5.92
3	997	304,102	0	304,102	0.83
4	487	148,531	0	148,531	0.40
5	318	97,018	0	97,018	0.26
6	813	186,929	0	186,929	0.51
7	276	84,330	0	84,330	0.23
8	290	88,525	0	88,525	0.24
9	389	118,620	0	118,620	0.32
10	510	155,629	0	155,629	0.42
11	373	113,902	0	113,902	0.31
12	288	87,091	0	87,091	0.24
13	247	75,207	0	75,207	0.20
14	226	68,895	0	68,895	0.19
15	528	161,142	0	161,142	0.44
16	179	54,537	0	54,537	0.15
17	2,214	675,215	-12,399,199	13,074,414	35.55
18	105	31,909	0	31,909	0.09
19	42	12,729	0	12,729	0.03
20	113	34,397	0	34,397	0.09
21	213	64,818	0	64,818	0.18
22	216	66,591	0	66,591	0.18
23	-23,292	-7,104,047	-13,850,443	6,746,396	18.34
24	98	29,946	0	29,946	0.08
25	110	33,557	0	33,557	0.09
26	51	15,416	0	15,416	0.04
27	298	90,860	0	90,860	0.25
28	262	80,037	-314,113	394,150	1.07
29	117	35,712	0	35,712	0.10
30	2,016	614,938	0	614,938	1.67
31	684	208,679	0	208,679	0.57
32	188	57,335	0	57,335	0.16
33	82	18,790	0	18,790	0.05
34	1,205	367,847	0	367,847	1.00
1	26	7,975	0	7,975	0.02
2	24	7,171	0	7,171	0.02
3	33	10,087	0	10,087	0.03
4	481	146,568	0	146,568	0.40
1	27	8,296	0	8,296	0.02
2	20	6,111	0	6,111	0.02
3	30	9,101	0	9,101	0.02
4	408	124,566	0	124,566	0.34
1	16	4,855	0	4,855	0.01
2	11	3,440	0	3,440	0.01
3	15	4,665	0	4,665	0.01
4	165	50,254	0	50,254	0.14
				36,777,783	100

Tabla II.4. Trabajo Perilido, CASO 2B

Plata	Flujo		Entropía		Entalpia		Q	I ₁	S ₁
			Vapor	Líquido	Vapor	Líquido			
	kgmol/h	kgmol/h	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol	kcal/kgmol			
	Líquido	Vapor					kgaj/h	kgaj/h	kcal/h-K
1	2,725	0		-6.55		-4,945.53	-45,061.662	33,917.468	-74,200
SUB	1,633			-14.71		-7,709.44	-8,670.922	866,237	-6,169
2	2,082	3,901	14.46	6.46	-12,147.76	-672.23		-649	7,132
3	2,129	4,350	19.94	11.59	-8,321.67	1,245.60		-355	1,047
4	2,108	4,398	22.04	14.09	-7,311.11	2,150.90		-564	461
5	2,071	4,377	23.19	16.78	-6,916.56	2,736.69		-1,795	324
6	1,996	4,340	24.00	17.20	-6,712.22	3,211.23		-8,980.158	2,591
7	1,969	4,010	25.74	18.60	-4,840.63	3,704.26		-2,466	285
8	1,912	3,982	26.42	19.93	-4,652.21	4,134.62		957	314
9	1,838	3,926	27.10	21.46	-4,582.55	4,636.98		-53	375
10	1,242	3,852	27.68	23.40	-4,489.71	5,276.47		-2,662.176	-11,333
11	1,163	3,760	28.60	25.77	-4,416.52	6,110.56		-1,534	387
12	1,093	3,681	29.56	27.89	-4,360.63	6,863.89		1,322	292
13	1,023	3,612	30.19	29.92	-4,327.59	7,620.00		1,771	233
14	937	3,542	30.76	32.16	-4,317.08	8,469.44		-124	236
15	261	3,455	31.32	35.22	-4,422.66	9,458.33		-13,398.606	-15,909
16	187	3,070	33.60	40.68	-2,376.73	11,398.33		-320	157
17	1,348	2,997	33.85	44.36	-2,545.42	12,665.00	-12,409.531	-1,258,760	11,887
18	1,392	3,549	39.06	48.23	2,420.58	14,616.67		1,945	80
19	1,374	3,592	41.49	50.20	3,298.12	15,550.56		-38	83
20	1,319	3,573	42.19	51.79	3,569.73	16,268.67		-2,420	78
21	1,255	3,534	42.68	53.64	3,738.99	17,053.89		-3,335.666	1,696
22	116	3,351	43.97	56.65	4,846.16	18,271.11		-15,743.645	-6,548
23	1,302	3,173	44.37	64.44	4,576.52	21,220.56	-13,866.097	1,993,025	20,467
24	1,214	3,607	51.44	70.45	9,451.11	24,405.56		1,544	65
25	1,170	3,619	53.48	73.61	10,557.22	26,018.33		-895	99
26	1,083	3,576	54.26	76.95	10,916.67	27,169.44		-8,955	49
27	248	3,489	54.50	79.26	10,896.11	28,724.44		-16,177,895	-49,883
28	146	3,287	53.99	89.07	10,314.44	33,064.44	-219,594	211,926	1,020
29	86	3,174	63.48	97.62	9,886.67	36,936.67		1,399	111
30	44	3,114	63.00	104.74	9,548.89	40,141.11		59,849,487	140,872
31	181	1,035	19.69	111.39	-30,465.56	42,668.33		53,666,120	139,201
32	1,136	860	9.20	112.39	-41,588.33	42,909.44		9,139	188
33	1,105	834	4.84	112.80	-45,829.44	42,947.78		-5,218	62
34	1,057	804	1.26	112.81	-49,097.76	42,681.11		-41,851,655	-4,451
1	493	255	7.75	23.02	-35,220.00	5,064.79		2,665,227	11,843
2	483	243	6.10	22.61	-37,611.11	4,852.97		-2,137	19
3	470	233	4.41	22.06	-39,945.00	4,571.11		2,900	35
4	428	220	2.07	21.17	-43,089.44	4,105.37		-9,690,958	-864
1	517	236	8.98	35.07	-35,700.00	9,334.44		4,868,091	16,590
2	508	226	7.36	34.68	-37,992.22	9,202.22		-708	22
3	498	217	5.71	34.65	-40,170.00	8,997.22		814	30
4	482	206	3.23	33.92	-43,304.44	8,597.78		-9,428,504	-664
1	246	104	14.56	58.75	-32,112.22	18,211.67		4,697,492	14,274
2	242	96	12.20	56.73	-35,162.76	18,128.33		-683	10
3	236	94	9.95	56.56	-37,878.89	17,969.69		1,392	14
4	221	88	6.53	56.17	-41,742.22	17,580.00		-4,049,710	-381

ESTRATEGIA DE TRABAJO
SALUD DE LA COMUNIDAD

Tabla II. 4. Trabajo Perdido, CASO 2B

Plato	Entradas								
	Líquido kg/mo/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Vapor kg/mo/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Mezcla kg/mo/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K
1									
SUB									
2									
3									
4									
5									
6				255	-35,220.00	7.75			
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15				236	-35,700.00	8.98			
16									
17	610	18,271.11	15.77						
18									
19									
20									
21				104	-32,112.22	14.56			
22									
23	552	28,724.44	79.28						
24									
25									
26									
27									
28	11	40,141.11	71.98						
29									
30				2,048	29,438.44	68.11			
31	1,293	41,492.76	107.17						
32									
33									
34							755	-55,430.00	-7.49
1	505	5,276.48	23.40						
2									
3									
4							178	-55,430.00	-7.49
1	527	9,458.33	35.22						
2									
3									
4							170	-55,430.00	-7.49
1	252	18,271.11	56.65						
2									
3									
4							73	-55,430.00	-7.49

Tabla B.4. Trabajo Perdido. CASO 2B									
Plato	Salidas								
	Líquido kgmóh	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Vapor kgmóh	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	H ₂ kcal/h	S ₂ kcal/h-K	H ₂ kcal/h
1	1,177	-68,083.33	-36.23				-80,120,439	-44,978	-46,202,971
SUB	1,092	-7,709.44	-14.71				-8,416,916	-16,057	-7,530,678
2							0	0	-649
3							0	0	-355
4							0	0	-564
5							0	0	-1,795
6							8,983,577	-1,976	3,419
7							0	0	-2,466
8							0	0	957
9							0	0	-53
10	505	5,276.46	23.40				2,663,975	11,815	1,800
11							0	0	-1,634
12							0	0	1,322
13							0	0	1,771
14							0	0	-124
15	527	9,458.33	35.22				13,397,698	16,451	-707
16							0	0	-320
17							-11,150,258	-9,622	-12,409,017
18							0	0	1,945
19							0	0	-38
20							0	0	-2,420
21							3,333,892	-1,512	-1,774
22	862	18,271.11	56.65				15,748,528	48,831	4,683
23							-15,858,394	-43,768	-13,865,368
24							0	0	1,544
25							0	0	495
26							0	0	-8,955
27	633	28,724.44	79.28				18,187,714	50,197	9,620
28							-437,600	-785	-225,674
29							0	0	1,399
30	11	40,141.11	71.98				-59,841,582	-138,677	7,825
31							-53,631,790	-138,517	34,330
32							0	0	8,129
33							0	0	-5,218
34							41,869,483	5,656	17,828
1							-2,663,975	-11,815	1,252
2							0	0	-2,137
3							0	0	2,900
4							9,689,570	1,336	-1,388
1							-4,988,001	-18,565	89
2							0	0	-708
3							0	0	814
4							9,429,007	1,274	503
1							-4,597,970	-14,257	-478
2							0	0	-683
3							0	0	1,382
4							4,048,777	547	-933

Tabla II.4. Trabajo Perdido, CASO 2B					
Plato	S_{m}	$T_s \cdot S_{\text{m}}$	Q (To/T)	W Perdido	% W Perdido
	kcal/h-K	kcal/h	kcal/h	kcal/h	
1	-119,239	-36,267,873	-45,061,892	6,694,010	23.64
SUB	-22,225	-6,778,679	-8,670,922	1,892,244	5.15
2	7,132	2,175,143	0	2,175,143	5.91
3	1,047	319,193	0	319,193	0.87
4	461	140,551	0	140,551	0.38
5	324	98,705	0	98,705	0.27
6	614	187,418	0	187,418	0.51
7	285	86,773	0	86,773	0.24
8	314	95,674	0	95,674	0.26
9	375	114,426	0	114,426	0.31
10	482	147,027	0	147,027	0.40
11	387	118,085	0	118,085	0.32
12	292	88,931	0	88,931	0.24
13	233	71,042	0	71,042	0.19
14	236	72,012	0	72,012	0.20
15	541	165,058	0	165,058	0.45
16	157	47,812	0	47,812	0.13
17	2,265	690,921	-12,409,531	13,100,452	35.62
18	60	24,361	0	24,361	0.07
19	83	25,308	0	25,308	0.07
20	78	23,855	0	23,855	0.06
21	174	52,969	0	52,969	0.14
22	283	86,403	0	86,403	0.23
23	-23,301	-7,106,758	-13,866,067	6,759,308	18.38
24	65	19,866	0	19,866	0.05
25	89	30,060	0	30,060	0.08
26	49	15,023	0	15,023	0.04
27	314	95,651	0	95,651	0.26
28	235	71,776	-219,594	281,370	0.79
29	111	33,793	0	33,793	0.09
30	2,195	669,627	0	669,627	1.82
31	684	208,657	0	208,657	0.57
32	188	57,335	0	57,335	0.16
33	62	18,790	0	18,790	0.05
34	1,205	367,647	0	367,647	1.00
1	27	8,281	0	8,281	0.02
2	19	5,764	0	5,764	0.02
3	35	10,749	0	10,749	0.03
4	482	146,890	0	146,890	0.40
1	25	7,511	0	7,511	0.02
2	22	6,822	0	6,822	0.02
3	30	9,136	0	9,136	0.02
4	410	125,129	0	125,129	0.34
1	17	5,216	0	5,216	0.01
2	10	2,915	0	2,915	0.01
3	14	4,348	0	4,348	0.01
4	166	50,612	0	50,612	0.14
				36,778,172	100

Tabla II.6 Trabajo Perdido, CASO 3									
Plato	Flujo		Entropía		Entalpía		Q	I ₁	S ₁
	kgmol/h	kgmol/h	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido			
	Líquido	Vapor	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol	kcal/kgmol			
	2,583	0			-6.63	-4,945.54	-41,158.468	20,921,732	-72,436
SUB	1,492				-14.69	-7,711.11	-8,040,933	1,267,921	-5,054
2	1,917	3,508	15.04	8.90	-9,605.58	-503.34		4,096	6,627
3	1,955	3,933	21.38	11.99	-5,088.33	1,359.47		-1,219	901
4	1,939	3,971	23.52	14.47	-4,899.62	2,296.77	-31,764	-22,425	392
5	1,903	3,953	24.70	16.14	-4,482.42	2,879.19		-2,546	294
6	1,626	3,917	25.53	17.54	-4,260.77	3,348.74		-8,924.957	2,745
7	1,803	3,582	27.51	18.94	-1,991.14	3,846.19		127	227
8	1,750	3,559	28.22	20.25	-1,772.93	4,270.54		845	304
9	1,680	3,506	28.93	21.79	-1,645.94	4,769.34		-1,513	332
10	1,083	3,436	29.76	23.71	-1,522.52	5,411.24		-2,752.358	-11,661
11	1,010	3,349	30.76	26.12	-1,382.31	6,259.44		37	378
12	947	3,275	31.55	28.21	-1,273.44	7,022.22		-866	219
13	884	3,212	32.20	30.17	-1,196.06	7,730.00		2,062	203
14	802	3,149	32.77	32.34	-1,162.83	6,465.00		-2,378	189
15	420	3,068	33.34	35.46	-1,199.77	9,536.11		-13,403.913	-15,954
16	74	2,876	38.08	41.62	1,516.01	11,685.56		868	89
17	1,243	2,630	36.23	44.17	1,436.39	12,540.56	-12,436,999	-1,280,637	11,925
18	1,280	3,188	42.41	48.17	6,206.67	14,547.22		4,514	78
19	1,261	3,224	44.00	50.20	7,075.00	15,501.11		-5,090	56
20	1,223	3,206	44.75	51.82	7,406.67	16,225.56		5,923	87
21	1,145	3,167	45.29	53.68	7,569.44	17,013.89		-3,292,168	1,839
22	79	2,983	46.82	58.73	9,037.22	18,240.00		-15,779,860	-48,647
23	1,021	2,783	47.28	67.61	8,879.44	22,268.89	-14,519,996	2,091,195	21,068
24	1,021	3,197	54.75	74.57	13,734.44	25,971.67		-689	49
25	976	3,197	56.96	78.19	14,918.89	27,835.00		1,586	69
26	890	3,151	57.80	81.20	15,332.78	29,345.00		9,966	88
27	63	3,066	58.09	85.84	15,424.44	31,478.33		-19,073,787	-51,754
28	39	2,844	57.29	103.13	14,642.22	39,328.33	-318,875	136,535	780
29	32	2,810	57.23	107.97	14,817.78	41,540.58		2,574	58
30	19	2,803	57.15	108.59	14,782.78	41,891.11		59,850,119	140,285
31	1,179	752	24.54	111.04	-25,245.58	42,610.00		53,694,680	139,095
32	1,138	620	13.36	112.06	-37,413.33	42,876.67		-8,813	103
33	1,109	578	6.14	112.57	-42,647.78	42,966.67		1,151	86
34	1,063	550	3.61	112.91	-46,913.89	42,828.89		-27,925,435	-2,969
1	495	259	8.36	23.28	-34,370.56	5,170.95		2,762,453	12,100
2	484	246	6.51	22.84	-37,050.56	4,940.32		2,509	25
3	470	235	4.68	22.27	-39,578.89	4,643.42		5,782	25
4	428	221	2.23	21.38	-42,891.67	4,164.53	0	-9,897,023	-845
1	519	240	9.62	35.30	-34,770.00	9,394.44		5,054,651	18,848
2	509	228	7.80	35.09	-37,356.11	9,248.89		1,973	22
3	498	219	6.01	34.75	-39,741.11	9,032.78		3,362	32
4	461	207	3.38	34.14	-43,070.58	8,628.33	0	-9,426,894	-859
1	247	106	15.46	56.85	-30,916.69	16,170.58		4,640,114	14,417
2	242	100	12.80	56.84	-34,371.67	18,078.33		-4,256	10
3	236	95	10.35	56.70	-37,327.78	17,910.58		-374	15
4	220	89	6.72	56.33	-41,444.44	17,524.44	0	-4,054,041	-384

Tabla II.6 Trabajo Perdido. CASO 3

Plato	Entradas								
	Líquido kgmol/h	Entalpía kcal/kgmol	Entropía kcal/kgmol-K	Vapor kgmol/h	Entalpía kcal/kgmol	Entropía kcal/kgmol-K	Mezcla kgmol/h	Entalpía kcal/kgmol	Entropía kcal/kgmol-K
1									
SUB									
2									
3									
4	3	3,346.75	-12.80						
5									
6				259	-34,370.56	8.36			
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15				240	-34,770.00	9.62			
16									
17	612	18,240.00	15.87						
18									
19									
20									
21				106	-30,918.89	15.46			
22									
23	528	31,478.33	85.84						
24									
25									
26									
27									
28	11	41,991.11	57.71						
29									
30				2,048	29,440.56	68.11			
31	1,293	41,492.78	107.16						
32									
33									
34							504	-55,430.00	-7.49
1	509	5,411.24	23.71						
2									
3									
4							178	-55,430.00	-7.49
1	531	9,536.11	35.46						
2									
3									
4							170	-55,430.00	-7.49
1	254	18,240.00	56.73						
2									
3									
4							73	-55,430.00	-7.49

Tabla II.5 Trabajo Perdido. CASO 3									
Plato	Salidas						H ₂	S ₂	H _{tot}
	Líquido	Entalpia	Entropia	Vapor	Entalpia	Entropia			
	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kcal/h	kcal/h-K	kcal/h
1	925	-68,089.33	-38.22				-62,978,210	-35,355	-42,056,478
SUB	1,091	-7,711.11	-14.69				-8,413,443	-16,028	-7,145,621
2							0	0	4,896
3							0	0	-1,219
4							-8,786	34	-31,211
5							0	0	-2,546
6	3	3,346.75	-12.60				6,926,549	-2,202	1,591
7							0	0	127
8							0	0	845
9							0	0	-1,513
10	509	5,411.24	23.71				2,753,511	12,067	1,153
11							0	0	87
12							0	0	-668
13							0	0	2,062
14							0	0	-2,378
15	531	9,536.11	35.46				13,404,233	16,508	320
16							0	0	868
17							-11,157,834	-9,711	-12,438,471
18							0	0	4,514
19							0	0	-5,890
20							0	0	5,923
21							3,285,116	-1,642	-7,052
22	666	18,240.00	56.73				16,787,356	49,104	7,498
23							-16,817,871	-45,318	-14,526,676
24							0	0	-889
25							0	0	1,686
26							0	0	9,966
27	605	31,478.33	85.84				19,058,743	51,974	-15,044
28							-445,298	-612	-308,763
29							0	0	2,574
30	11	41,991.11	57.71				-59,847,262	-138,882	2,857
31							-53,631,457	-138,516	63,223
32							0	0	-8,813
33							0	0	1,151
34							27,912,988	3,771	-12,448
1							-2,753,511	-12,067	-1,058
2							0	0	2,509
3							0	0	5,782
4							9,889,570	1,336	-7,453
1							-5,059,897	-18,816	-5,046
2							0	0	1,973
3							0	0	3,362
4							9,429,007	1,274	2,113
1							-4,629,523	-14,399	10,591
2							0	0	-4,256
3							0	0	-374
4							4,048,777	547	-5,264

Tabla II.5 Trabajo Perdido, CASO 3					
Plato	S _{ca}	T _a * S _{ca}	Q (To/T)	W Perdido	% W Perdido
	kcal/h-K	kcal/h	kcal/h	kcal/h	
1	-107,791	-32,876,392	-41,158,468	8,282,075	23.17
SUB	-21,081	-6,429,845	-8,040,933	1,611,088	4.51
2	6,627	2,021,241	0	2,021,241	5.65
3	901	274,738	0	274,738	0.77
4	426	129,804	-31,764	161,568	0.45
5	294	89,709	0	89,709	0.25
6	544	165,818	0	165,818	0.46
7	227	69,270	0	69,270	0.19
8	304	92,744	0	92,744	0.26
9	332	101,132	0	101,132	0.28
10	406	123,887	0	123,887	0.35
11	378	115,342	0	115,342	0.32
12	219	65,648	0	65,648	0.19
13	203	61,972	0	61,972	0.17
14	189	57,535	0	57,535	0.16
15	554	168,917	0	168,917	0.47
16	89	27,254	0	27,254	0.08
17	2,214	675,271	-12,436,999	13,112,270	36.88
18	78	23,892	0	23,892	0.07
19	58	17,156	0	17,156	0.05
20	87	26,385	0	26,385	0.07
21	197	60,093	0	60,093	0.17
22	258	78,587	0	78,587	0.22
23	-24,250	-7,396,108	-14,519,996	7,123,888	19.93
24	49	15,009	0	15,009	0.04
25	69	20,932	0	20,932	0.06
26	88	28,755	0	28,755	0.07
27	218	66,941	0	66,941	0.18
28	168	51,353	-318,875	370,228	1.04
29	56	17,730	0	17,730	0.05
30	1,403	427,940	0	427,940	1.20
31	579	176,553	0	176,553	0.49
32	103	31,418	0	31,418	0.09
33	86	26,334	0	26,334	0.07
34	602	244,690	0	244,690	0.68
1	32	9,900	0	9,900	0.03
2	26	7,938	0	7,938	0.02
3	25	7,613	0	7,613	0.02
4	491	149,703	0	149,703	0.42
1	30	9,098	0	9,098	0.03
2	22	6,841	0	6,841	0.02
3	32	9,715	0	9,715	0.03
4	415	126,581	0	126,581	0.35
1	18	5,473	0	5,473	0.02
2	10	3,066	0	3,066	0.01
3	15	4,727	0	4,727	0.01
4	163	49,614	0	49,614	0.14
				35,747,810	100

Tabla II.6. Trabajo Perdido, CASO 4

Plato	Flujo		Entropía		Entalpía		Q	H _i	S _i
	kgmol/h	kgmol/h	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido			
	Líquido	Vapor	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol	kcal/kgmol			
1	2,592	0		-6.46		-4,943.82	-40,024.487	10,666.098	-74,748
SUB	1,504			-14.65		-7,718.89	-7,926.275	1,206.942	-5,285
2	1,950	3,347	17.33	7.52	-7,015.00	-286.22		1,300	6,876
3	1,990	3,793	23.15	12.70	-3,277.37	1,667.58		-892	942
4	1,970	3,834	25.43	15.22	-2,231.32	2,591.09		-142	402
5	1,936	3,814	26.69	16.90	-1,774.34	3,185.65		732	296
6	1,872	3,779	27.58	18.30	-1,510.01	3,059.97		1,299.657	3,804
7	1,823	3,646	27.97	19.45	-1,733.60	4,034.09		-699	233
8	1,767	3,597	28.62	20.77	-1,617.15	4,463.10		-47	303
9	1,894	3,540	29.34	22.36	-1,493.55	4,979.49		856	333
10	1,109	3,468	30.20	24.34	-1,366.18	5,645.00		-2,793.902	-11,572
11	1,034	3,377	31.21	26.80	-1,219.52	6,520.00		1,255	351
12	969	3,302	32.03	28.95	-1,102.61	7,312.78		1	266
13	905	3,237	32.70	30.96	-1,017.05	8,048.89		-1,691	173
14	826	3,173	33.29	33.15	-976.53	8,825.00		-1,413	198
15	230	3,094	33.87	36.14	-896.08	9,651.11		-4,536.313	-16,551
16	163	2,966	34.49	41.22	-1,204.73	11,607.78		934	137
17	1,328	2,898	34.89	44.58	-1,364.12	12,760.56	-12,430.447	-1,253.160	11,914
18	1,369	3,454	40.66	48.50	3,577.83	14,736.11		-5,416	84
19	1,352	3,496	42.41	50.48	4,461.21	15,890.00		2,170	64
20	1,314	3,478	43.13	52.07	4,775.15	16,397.78		3,313	78
21	1,242	3,440	43.64	53.90	4,929.68	17,178.33		404,190	1,097
22	216	3,353	44.01	55.82	4,974.22	18,337.22		-15,549.078	-47,941
23	1,204	3,175	44.36	64.33	4,573.74	21,181.11	-13,828.267	1,990,208	20,442
24	1,217	3,610	51.41	70.30	9,439.44	24,345.00		5,619	160
25	1,174	3,622	53.44	73.43	10,943.33	25,942.78		1,322	58
26	1,068	3,679	54.25	75.74	10,902.78	27,060.00		-2,419	92
27	255	3,493	54.47	78.99	10,888.67	28,598.89		-18,148,860	-49,851
28	153	3,295	63.98	86.44	10,321.11	32,783.89	-313,785	129,192	900
29	90	3,181	63.64	97.02	9,931.67	36,871.67		-2,471	100
30	45	3,116	63.04	104.42	9,578.89	39,995.00		59,918,392	141,024
31	1,182	1,036	19.70	111.38	-30,444.44	-42,661.87		53,663,811	193,235
32	1,137	880	9.21	112.38	-41,560.58	42,902.22		12,202	137
33	1,107	835	4.85	112.79	-45,823.33	42,940.56		-4,748	116
34	1,058	804	1.27	112.80	-49,093.33	42,673.89		-41,867,450	-4,493
1	679	70	48.27	31.85	16,663.33	9,671.87		2,792,169	11,999
2	695	254	51.15	33.27	19,965.68	10,361.11		-375	14
3	706	271	53.54	34.69	21,137.78	11,071.11		1,033	45
4	425	281	58.22	36.65	22,477.22	11,990.56	3,600,011	3,600,391	8,891
1	801	9	44.11	38.75	16,974.44	11,815.56		4,683,389	17,138
2	628	134	48.96	40.84	19,142.78	12,883.89		1,860	15
3	667	181	55.39	44.39	22,102.22	14,708.33		-1,892	38
4	467	200	64.17	49.66	28,385.56	17,415.56	3,600,011	3,599,462	6,509
1	320	16	62.27	60.36	25,763.89	21,355.00		4,373,452	13,505
2	343	88	69.80	63.97	29,446.87	23,397.78		-1,323	8
3	357	120	78.26	68.88	33,771.67	26,051.67		1,502	59
4	223	134	89.43	77.66	39,756.67	30,744.44	2,880,060	2,880,040	4,707

Tabla II.6. Trabajo Perdido, CASO 4

Plato	Entradas								
	Líquido kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Vapor kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Mezcla kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K
1									
SUB									
2									
3									
4									
5									
6					70	18,563.33		48.27	
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15					9	16,974.44		44.11	
16									
17	509	18,337.22	15.82						
18									
19									
20									
21					16	28,763.89		62.27	
22									
23	553	20,598.89	78.99						
24									
25									
26									
27									
28	11	39,995.00	55.73						
29									
30					2,049	29,437.78		66.11	
31	1,292	41,492.78	107.17						
32									
33									
34							755	-55,430.00	-7.49
1	495	5,645.00	24.34						
2									
3									
4									
1	476	9,851.11	36.14						
2									
3									
4									
1	238	18,337.22	56.82						
2									
3									
4									

Tabla II.6. Trabajo Perdido, CASO 4									
Plato	Salidas								
	Líquido kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Vapor kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	H ₂ kcal/h	S ₂ kcal/h-K	H ₂₄ kcal/h
1	755	-68,063.33	-38.22				-51,423,460	-20,868	-40,757,384
SUB	1,038	-7,718.89	-14.65				-8,400,168	-15,943	-7,193,226
2							0	0	1,300
3							0	0	-892
4							0	0	-142
5							0	0	732
6							-1,209,355	-3,379	391
7							0	0	-899
8							0	0	-47
9							0	0	856
10	495	5,110.34	23.03				2,528,642	11,294	-265,259
11							0	0	1,289
12							0	0	1
13							0	0	-1,691
14							0	0	-1,413
15	475	9,851.11	36.14				4,537,461	16,613	1,148
16							0	0	934
17							-11,175,348	-8,643	-12,428,508
18							0	0	-5,416
19							0	0	2,170
20							0	0	3,313
21							-407,830	-966	-3,640
22	848	18,337.22	56.82				15,548,418	48,180	-660
23							-15,817,693	-43,687	-13,827,485
24							0	0	5,610
25							0	0	1,322
26							0	0	-2,419
27	634	28,598.89	78.99				18,141,032	50,104	-7,827
28							-437,036	-609	-307,844
29							0	0	-2,471
30	11	39,925.00	55.73				-59,890,613	-138,966	27,769
31							-53,628,061	-138,507	35,750
32							0	0	12,202
33							0	0	-4,748
34							41,889,483	5,856	2,033
1							-2,793,198	-12,041	-1,009
2							0	0	-375
3							0	0	1,033
4							0	0	3,600,391
1							-4,693,497	-17,218	-108
2							0	0	1,660
3							0	0	-1,892
4							0	0	3,599,462
1							-4,373,070	-13,551	362
2							0	0	-1,323
3							0	0	1,502
4							0	0	2,880,040

Tabla II.6. Trabajo Perdido. CASO 4					
Plato	S_{in}	$T_{in} \cdot S_{in}$	$Q (T_{in}/T)$	W Perdido	% W Perdido
	kcal/h-K	kcal/h	kcal/h	kcal/h	
1	-103,616	-31,602,912	-40,024,487	8,421,574	23.68
SUB	-21,228	-6,474,433	-7,926,275	1,451,841	4.08
2	6,876	2,097,228	0	2,097,228	5.90
3	942	287,168	0	287,168	0.81
4	402	122,606	0	122,606	0.34
5	295	90,383	0	90,383	0.25
6	425	129,708	0	129,708	0.36
7	233	70,952	0	70,952	0.20
8	303	92,422	0	92,422	0.26
9	333	101,705	0	101,705	0.29
10	-178	-54,238	0	-54,238	-0.15
11	351	107,079	0	107,079	0.30
12	266	81,271	0	81,271	0.23
13	173	52,863	0	52,863	0.15
14	198	60,409	0	60,409	0.17
15	261	79,644	0	79,644	0.22
16	137	41,665	0	41,665	0.12
17	2,270	692,408	-12,430,447	13,122,854	36.90
18	84	25,772	0	25,772	0.07
19	64	19,635	0	19,635	0.06
20	78	23,722	0	23,722	0.07
21	112	34,035	0	34,035	0.10
22	239	72,878	0	72,878	0.20
23	-23,245	-7,089,820	-13,828,267	6,758,446	18.95
24	100	30,592	0	30,592	0.09
25	56	17,573	0	17,573	0.05
26	92	28,122	0	28,122	0.08
27	254	77,352	0	77,352	0.22
28	291	88,881	-313,785	402,687	1.13
29	100	30,541	0	30,541	0.09
30	2,058	627,822	0	627,822	1.77
31	728	222,083	0	222,083	0.62
32	137	41,807	0	41,807	0.12
33	116	35,363	0	35,363	0.10
34	1,183	354,647	0	354,647	1.00
1	-42	-12,927	0	-12,927	-0.04
2	14	4,228	0	4,228	0.01
3	45	13,574	0	13,574	0.04
4	6,891	2,101,879	1,936,514	165,365	0.47
1	-80	-24,330	0	-24,330	-0.07
2	15	4,538	0	4,538	0.01
3	38	11,487	0	11,487	0.03
4	6,509	1,985,352	1,838,126	149,226	0.42
1	-46	-13,988	0	-13,988	-0.04
2	8	2,295	0	2,295	0.01
3	59	17,993	0	17,993	0.05
4	4,707	1,435,539	1,330,937	104,602	0.29
				35,562,237	100

Tabla II.7. Trabajo Perdido. CASO 6

Plato	Flujo		Entropía	Entropía	Entalpia	Entalpia	Q	H ₁	S ₁
	kgmoh	kgmoh	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido			
	Líquido	Vapor	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol-K	kcal/kgmol	kcal/kgmol			
1	2.457	0		-6.44		-4.944.24	-36.219.351	-2.427.173	-72.981
SUB	1.369			-14.63		-7.720.00	-7.308.633	1.578.005	-4.207
2	1.794	2.960	19.31	8.08	-3.283.33	-72.09		966	6.367
3	1.825	3.386	25.19	13.18	212.31	1.860.71		150	780
4	1.810	3.416	27.54	15.68	1.242.30	2.777.36	-32.956	-23.611	356
5	1.776	3.399	28.05	17.35	1.735.38	3.268.17		-88	279
6	1.710	3.365	29.78	18.73	2.036.87	3.639.93		1.393.534	3.947
7	1.665	3.226	30.22	19.88	1.874.28	4.207.48		1.207	254
8	1.612	3.180	30.90	21.16	2.038.59	4.631.49		-1.572	233
9	1.543	3.127	31.68	22.73	2.220.19	5.146.09		-38	303
10	956	3.058	32.61	24.72	2.425.43	5.817.22		-2.911.221	-11.962
11	886	2.971	33.74	27.24	2.675.23	6.713.33		317	299
12	828	2.902	34.62	29.36	2.873.07	7.496.11		83	193
13	771	2.844	35.32	31.30	3.022.51	8.200.56		3.091	160
14	697	2.788	35.92	33.41	3.124.98	8.938.89		-2.532	139
15	94	2.713	36.53	38.46	3.177.65	9.967.22		-4.538.080	-16.617
16	56	2.576	37.21	42.21	3.052.37	11.915.00		2.580	87
17	1.231	2.537	37.32	44.33	2.990.89	12.622.22	-12.459.426	-1.275.699	11.890
18	1.266	3.101	43.51	-8.37	7.652.78	14.644.44		101	62
19	1.247	3.137	45.13	50.41	8.525.00	15.608.33		-628	81
20	1.210	3.116	45.90	52.04	8.873.33	16.336.67		-899	48
21	1.139	3.080	46.47	53.89	9.078.33	17.122.78		477.159	1.258
22	84	2.991	46.91	56.88	9.101.57	18.299.44		-15.597.223	-48.235
23	1.030	2.788	47.32	67.40	8.915.00	22.201.11	-14.490.260	2.095.070	21.040
24	1.031	3.204	54.78	74.31	13.758.89	25.873.33		-572	81
25	984	3.205	56.98	77.90	14.942.22	27.722.22		-309	47
26	899	3.159	57.83	80.87	15.358.33	29.213.89		-8.877	41
27	69	3.074	58.12	85.44	15.452.22	31.310.00		-19.016.341	-51.616
28	41	2.851	57.33	102.57	14.874.44	39.068.33		133.667	778
29	34	2.813	57.25	107.46	14.836.67	41.439.44		11.849	65
30	20	2.805	57.17	108.53	14.796.67	41.962.22		59.923.253	140.433
31	1.180	752	24.55	111.04	-25.235.56	42.610.00		53.669.051	139.068
32	1.139	620	13.36	112.06	-37.407.22	42.876.67		-8.710	104
33	1.110	578	8.14	112.57	-42.644.44	42.966.67		1.633	81
34	1.084	550	3.62	112.81	-46.911.11	42.829.44		-27.923.442	-2.963
1	676	76	48.04	31.83	18.455.56	9.634.44		2.910.911	12.331
2	694	252	50.98	33.28	19.870.59	10.359.44		7.241	34
3	704	269	53.45	34.75	21.090.56	11.075.56		-8.587	11
4	424	280	56.27	36.81	22.488.33	12.038.33	3.600.011	3.602.377	6.896
1	607	15	45.27	39.24	17.477.78	12.012.78		4.792.378	17.453
2	633	141	49.88	41.23	19.646.67	13.036.67		-356	5
3	658	166	55.79	44.59	22.291.11	14.755.58		-8.974	22
4	466	202	64.15	50.09	26.370.00	17.454.44	3.500.011	3.609.525	8.533
1	321	19	82.07	60.22	25.657.22	21.205.56		4.405.824	13.648
2	342	98	69.27	63.66	29.175.58	23.157.22		420	11
3	355	120	77.39	68.48	33.327.22	25.751.67		13.666	86
4	223	132	88.62	77.70	39.331.67	30.630.56	2.880.060	2.879.093	4.712

Tabla II.7. Trabajo Perdido. CASO 6

Plato	Entradas								
	Líquido kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Vapor kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K	Mezcla kgmol/h	Entalpia kcal/kgmol	Entropia kcal/kgmol-K
1									
SUB									
2									
3									
4	3	3,839.93	-12.70						
5									
6				76	18,455.56	48.04			
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15				15	17,477.78	45.27			
16									
17	611	18,299.44	15.92						
18									
19									
20									
21				19	25,657.22	62.97			
22									
23	530	31,310.00	85.41						
24									
25									
26									
27									
28	11	41,992.22	57.68						
29									
30				2,050	29,443.89	68.12			
31	1,292	41,492.78	107.17						
32									
33									
34							504	-55,430.00	-7.49
1	500	5,817.22	24.73						
2									
3									
4									
1	481	9,967.22	36.46						
2									
3									
4									
1	241	18,299.44	56.88						
2									
3									
4									

Tabla II.7. Trabajo Perdido. CASO 6

Plato	Salidas								
	Líquido	Entalpia	Entropia	Vapor	Entalpia	Entropia	H ₂	S ₂	H ₂
	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kgmol/h	kcal/kgmol	kcal/kgmol-K	kcal/h	kcal/h-K	kcal/h
1	50	-68,093.33	-38.27				-34,281,237	-19,245	-36,708,410
SUB	1,08	-7,720.00	-14.63				-8,398,040	-15,919	-6,819,975
2							0	0	968
3							0	0	150
4							-10,034	33	-33,645
5							0	0	-88
6	3	3,839.93	-12.70				-1,393,080	-3,688	-154
7							0	0	1,207
8							0	0	-1,572
9							0	0	-38
10	500	5,817.2	24.73				2,910,104	12,369	-1,117
11							0	0	317
12							0	0	83
13							0	0	3,081
14							0	0	-2,532
15	481	9,957.22	38.46				4,530,166	16,866	-1,914
16							0	0	2,580
17							-11,182,767	-9,727	-12,458,465
18							0	0	101
19							0	0	-626
20							0	0	-889
21							-476,689	-1,153	470
22	852	16,299.44	58.88				15,593,830	48,468	-3,393
23							-16,578,907	-45,242	-14,483,837
24							0	0	-572
25							0	0	-309
26							0	0	-8,877
27	607	31,310.00	85.44				19,015,478	51,891	-885
28							-445,205	-612	-311,538
29							0	0	11,649
30	11	41,962.22	57.68				-50,903,463	-139,014	10,780
31							-53,628,204	-138,508	40,847
32							0	0	-8,710
33							0	0	1,833
34							27,912,988	3,771	-10,455
1							-2,910,104	-12,369	808
2							0	0	7,241
3							0	0	-8,587
4							0	0	3,602,377
1							-4,792,154	-17,531	224
2							0	0	-356
3							0	0	-8,974
4							0	0	3,609,525
1							-4,411,064	-13,710	-5,240
2							0	0	420
3							0	0	13,666
4							0	0	2,878,093

Tabla II.7. Trabajo Perdido. CASO 5					
Plato	S_w	$T_w \cdot S_w$	Q (TuT)	W Perdido	% W Perdido
	kcal/h-K	kcal/h	kcal/h	kcal/h	
1	-92,226	-28,129,002	-36,219,351	8,090,349	23.29
SUB	-20,126	-6,139,443	-7,308,633	1,170,191	3.37
2	6,367	1,942,041	0	1,942,041	5.59
3	788	240,423	0	240,423	0.69
4	389	118,737	-32,956	151,693	0.44
5	279	85,031	0	85,031	0.24
6	261	79,639	0	79,639	0.23
7	254	77,469	0	77,469	0.22
8	233	71,027	0	71,027	0.20
9	303	92,491	0	92,491	0.27
10	407	124,065	0	124,065	0.36
11	299	91,337	0	91,337	0.26
12	193	58,844	0	58,844	0.17
13	180	54,943	0	54,943	0.16
14	139	42,497	0	42,497	0.12
15	252	76,760	0	76,760	0.22
16	67	26,579	0	26,579	0.08
17	2,232	680,898	-12,459,426	13,140,125	37.82
18	62	18,995	0	18,995	0.05
19	81	24,857	0	24,857	0.07
20	48	14,737	0	14,737	0.04
21	105	31,950	0	31,950	0.09
22	233	70,983	0	70,983	0.20
23	-24,202	-7,381,647	-14,450,260	7,108,614	20.46
24	81	24,841	0	24,841	0.07
25	47	14,283	0	14,283	0.04
26	41	12,492	0	12,492	0.04
27	275	83,855	0	83,855	0.24
28	166	50,759	-318,825	369,594	1.06
29	65	19,826	0	19,826	0.06
30	1,419	432,746	0	432,746	1.25
31	560	170,666	0	170,666	0.49
32	104	31,701	0	31,701	0.09
33	81	24,796	0	24,796	0.07
34	808	248,433	0	248,433	0.71
1	-39	-11,780	0	-11,780	-0.03
2	34	10,462	0	10,462	0.03
3	11	3,340	0	3,340	0.01
4	8,896	2,103,399	1,936,514	168,885	0.48
1	-78	-23,778	0	-23,778	-0.07
2	5	1,555	0	1,555	0.00
3	22	6,763	0	6,763	0.02
4	6,533	1,992,564	1,836,126	156,437	0.45
1	-82	-18,929	0	-18,929	-0.05
2	11	3,421	0	3,421	0.01
3	68	26,875	0	26,875	0.08
4	4,712	1,437,102	1,330,937	106,165	0.31
				34,744,270	100

TABLA II.8. Comparación del Trabajo Perdido entre el Caso Base y las Propuestas							
STAGE	W Perdido	W Perdido	DeltaW Perdido	W Perdido	DeltaW Perdido	W Perdido	DeltaW Perdido
	kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h
	Caso Base	Caso 1		Caso 2A		Caso 2B	
1	9,177,033	8,666,397	310,636	8,684,177	492,856	8,694,010	-463,023
SUBC	2,270,798	1,632,597	438,201	1,892,169	378,629	1,892,244	378,554
2	2,348,706	2,255,459	93,247	2,175,525	173,181	2,175,143	173,563
3	338,849	330,458	8,391	304,102	34,747	319,103	19,656
4	163,556	160,618	32,936	148,531	35,025	140,551	43,005
5	97,365	107,697	-10,332	97,018	347	98,705	-1,340
6	192,467	135,202	57,265	166,929	5,536	167,418	5,049
7	91,711	96,449	-4,738	64,330	7,301	86,773	4,938
8	106,799	97,478	11,321	88,525	20,274	95,674	13,125
9	140,847	117,348	23,499	118,620	22,227	114,426	26,421
10	166,595	164,188	2,407	155,629	10,966	147,027	19,568
11	144,696	117,240	27,456	113,902	30,796	116,085	26,613
12	105,451	103,597	1,854	87,091	18,306	88,931	16,520
13	61,911	73,296	-6,515	75,207	6,604	71,042	10,769
14	87,327	77,961	9,366	68,885	18,432	72,012	15,315
15	176,493	91,830	84,663	161,142	15,351	165,058	11,435
16	62,391	86,647	-24,256	54,537	7,854	47,812	14,579
17	13,054,909	13,066,797	-11,888	13,074,414	-19,505	13,100,452	-45,543
18	17,412	32,410	-14,996	31,909	-14,497	24,361	-6,949
19	32,209	22,611	9,597	12,729	19,479	25,308	6,900
20	33,315	27,337	5,976	34,397	-1,082	23,655	9,460
21	59,946	42,417	17,529	64,618	-4,872	52,969	6,977
22	77,490	68,515	8,975	66,591	10,899	86,403	-8,913
23	6,490,566	6,477,871	12,715	6,746,396	-255,810	6,759,308	-268,722
24	27,741	36,833	-9,092	29,946	-2,205	19,866	7,875
25	25,402	17,256	8,146	33,557	-8,155	30,060	-4,658
26	38,470	38,925	-455	15,416	23,054	15,023	23,447
27	82,248	61,921	325	90,960	-8,714	95,851	-13,605
28	91,654	98,621	-4,967	394,150	-302,496	291,370	-199,716
29	64,390	59,710	4,680	35,712	28,678	33,793	30,597
30	1,001,661	1,011,449	-9,788	614,938	386,723	669,627	332,034
31	270,860	273,580	-2,720	208,679	62,181	208,657	62,203
32	45,765	60,112	-4,347	57,335	-11,570	57,335	-11,570
33	34,171	35,073	-902	18,790	15,381	18,790	15,381
34	491,679	495,502	-3,823	367,647	124,032	367,647	124,032
1	5,944	-7,235	13,179	7,075	-2,031	8,261	-2,337
2	7,115	5,060	2,035	7,171	-56	6,764	1,331
3	6,888	8,793	-1,905	10,067	-3,179	10,749	-3,861
4	148,648	167,378	-18,730	146,566	2,080	148,690	1,758
1	8,712	-28,822	33,534	8,206	-1,584	7,511	-799
2	2,753	9,300	-6,547	6,111	-3,358	6,822	-4,066
3	6,804	5,756	3,046	9,101	-297	9,136	-332
4	126,674	156,413	-29,739	124,566	2,108	125,129	1,545
1	4,280	-20,154	24,434	4,855	-575	5,218	-938
2	2,589	12,029	-9,440	3,440	-851	2,915	-320
3	4,108	7,122	-3,014	4,665	-557	4,348	-240
4	60,082	113,460	-63,378	50,254	-172	60,612	-530
	38,089,399	37,070,524	1,018,875	36,777,782	1,311,617	36,778,174	1,311,226

TABLA II.8. Comparación del Trabajo Perdido entre el Caso Base y las Propuestas							
STAGE	W Perdido	W Perdido	DeltaW Perdido	W Perdido	DeltaW Perdido	W Perdido	DeltaW Perdido
	kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h
	Caso Base	Caso 3		Caso 4		Caso 5	
1	9,177,033	8,282,075	894,958	8,421,574	755,459	8,090,349	1,086,684
SUBC	2,270,798	1,811,088	659,710	1,451,841	818,957	1,170,191	1,100,607
2	2,348,706	2,021,241	327,465	2,097,226	251,478	1,942,041	406,665
3	338,849	274,738	64,111	287,168	51,681	240,423	98,426
4	183,556	181,588	21,968	122,606	60,950	151,693	31,863
5	97,365	89,709	7,656	90,363	7,002	85,031	12,334
6	192,467	165,818	26,649	129,708	62,759	79,639	112,828
7	91,711	69,270	22,441	70,952	20,759	77,469	14,242
8	108,799	92,744	16,055	92,422	16,377	71,027	37,772
9	140,647	101,132	39,715	101,705	39,142	92,491	48,356
10	168,595	123,887	44,708	-54,238	220,833	124,065	42,530
11	144,698	115,342	29,356	107,079	37,619	91,337	53,361
12	105,451	66,648	38,803	81,271	24,180	58,844	46,607
13	81,811	61,972	19,839	52,863	28,948	54,943	26,868
14	87,327	57,535	29,792	60,409	26,918	42,497	44,830
15	176,493	168,917	7,576	78,644	98,849	76,760	99,733
16	82,391	27,254	35,137	41,665	20,726	26,579	35,812
17	13,054,909	13,112,270	-57,361	13,122,854	-67,945	13,140,125	-85,216
18	17,412	23,692	-6,280	25,772	-8,360	18,995	-1,583
19	32,208	17,158	15,052	18,635	12,573	24,857	7,351
20	33,315	26,385	6,930	23,722	8,593	14,737	18,578
21	59,946	60,093	-147	34,035	25,911	31,950	27,996
22	77,490	78,587	-1,097	72,878	4,612	70,983	6,507
23	6,490,586	7,123,888	-633,302	6,738,448	-247,862	7,108,814	-618,028
24	27,741	15,009	12,732	30,692	-2,651	24,841	2,900
25	25,402	20,932	4,470	17,573	7,829	14,283	11,119
26	38,470	26,765	11,715	28,122	10,348	12,482	25,988
27	82,246	66,941	15,305	77,352	4,894	83,855	-1,609
28	91,654	370,226	-278,574	402,687	-311,013	309,594	-277,940
29	64,390	17,730	46,660	30,541	33,849	19,826	44,564
30	1,001,661	427,940	573,721	627,822	373,839	432,746	568,915
31	270,860	176,553	94,307	222,083	48,777	170,866	100,194
32	45,785	31,418	14,347	41,807	3,958	31,701	14,084
33	34,171	28,334	7,837	35,363	-1,192	24,798	8,373
34	491,879	244,690	246,989	354,647	137,032	246,433	245,246
1	5,944	9,900	-3,956	-12,927	18,871	-11,780	17,724
2	7,115	7,938	-823	4,228	2,887	10,462	-3,347
3	8,888	7,613	-725	13,574	-6,686	3,340	3,548
4	148,648	149,703	-1,055	165,365	-16,717	188,885	-16,237
1	8,712	8,088	-2,388	-24,330	31,042	-23,778	30,490
2	2,753	6,841	-4,088	4,536	-1,783	1,555	1,198
3	8,804	9,715	-911	11,487	-2,683	6,753	2,051
4	126,674	126,581	93	149,228	-22,552	156,437	-29,783
1	4,280	5,473	-1,193	-13,986	18,286	-18,929	23,209
2	2,589	3,066	-477	2,295	294	3,421	-832
3	4,108	4,727	-619	17,993	-13,885	26,875	-22,787
4	50,082	49,614	468	104,602	-54,520	108,165	-58,083
	38,089,399	35,747,808	2,341,591	35,582,238	2,827,163	34,744,271	3,345,128

BIBLIOGRAFIA

Cindric D., Klein B., Gendry A., Gomma H. M., "*Reduce crude unit pollution with these technologies*". Hydrocarbon Processing, Agosto 1993.

Bazúa Rueda E., "*Bases termodinámicas para el uso eficiente de la energía*". Notas del Diplomado de ahorro y uso eficiente de la energía. México. Facultad de Química. UNAM. 1992.

Cervantes Peredo A. "*Simulación y propuesta de mejoras a la Planta Hidrodesulfuradora de naftas de la Refinería de Tula, Hidalgo*". México. 1993.

Watkins. Robert N. "*Petroleum Refinery Distillation*", Houston: De. Gulf Publishing Company, 1979

Smith, J.M., Van Ness, H.C. "*Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.*". México: Mc Graw Hill, 1989.

IMP. "*Libro de Proyecto de la Unidad de Destilación Combinada de Tula, Hidalgo*". Vol. 1. México 1873.

Siperstein B. F. "Simulación y propuesta de mejoras a la planta de Metanol de San Martín Texmelucan, Puebla". Facultad de Química. UNAM. 1993.

Aspen Technology Inc. ASPEN-PLUS Guide to Physical Property, 1991.

Aspen Technology Inc. ASPEN-PLUS Interactive Simulation, 1991.

Aspen Technology Inc. ASPEN-PLUS Stream Libraries and Insert Libraries, 1991

Aspen Technology Inc. ASPEN-PLUS User Guide, 1991.

Aspen Technology Inc. ASPEN-PLUS Summary File Toolkit, 1991.