

UNAM  
POSGRADO



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

00 579  
11

FACULTAD DE QUIMICA  
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

METODOLOGIA HIBRIDA PARA  
EL USO EFICIENTE DE LA ENERGIA  
DE UNA PLANTA CRIOGENICA

**TESIS**  
QUE PARA OBTENER EL GRADO DE  
**MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA**  
**(PROCESOS)**

PRESENTA:

**ING. LUCERO ANABEL SOLANO ZOMPANSI**

DIRECTOR DE TESIS:

M. en I. JOSE FERNANDO BARRAGAN AROCHE

MEXICO, D. F.

2002.

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.

# Agradecimientos

Agradezco profundamente la ayuda proporcionada por:

**M. en I. José Fernando Barragán Aroche**

Por tu tolerancia, paciencia y confianza, además de la valiosa guía que fuiste a lo largo de la realización de esta tesis.

**Dr. Carlos Escobar Toledo**

Por todos sus consejos y apoyo a lo largo de la maestría, y en especial por el gran impulso y confianza que me dio, de corazón, le agradezco la ayuda que me brindó.

**Dr. Enrique Bazúa Rueda**

Por las aportaciones brindadas a lo largo de este trabajo.

**Dr. Ricardo Rivero Rodríguez**

Por sus valiosas observaciones y recomendaciones, brindadas justo en el momento que las requería.

**M. en I. Manuel Vázquez Islas**

Por su paciencia y comprensión.

**Dr. David Juárez Romero**

Por todas las aportaciones y observaciones planteadas en la revisión de la tesis, además de la confianza que me dio, le agradezco profundamente su ayuda.

**Ing. Celestino Montiel Maldonado**

Por las facilidades brindadas para la realización de este trabajo.

A todas aquellas personas que contribuyeron a la realización de ésta tesis.



# Dedicatorias

A mi hermano **Hector** por su apoyo y comprensión incondicional a lo largo de este camino.

A **Susy, Jazmín y Angel** por ser una fuente inagotable de alegría.

A mi **esposo** porque en los momentos que más te he necesitado estás a mi lado, impulsándome incansablemente, te dedico éste trabajo con mucho amor.

A mi **mamá** por su ejemplo incesante de lucha y firmeza.

Pedí fuerzas... y Dios me dio dificultades  
para hacerme fuerte.  
Pedí sabiduría... y Dios me dio problemas  
para resolver.  
Pedí prosperidad... y Dios me dio un  
cerebro y músculos para trabajar.  
Pedí coraje... y Dios me dio obstáculos  
que superar.  
Pedí amor... y Dios me dio personas  
para ayudar.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN





BIOL. FRANCISCO J. INCERA UGALDE,  
Jefe de la Unidad de Administración del Posgrado.  
P r e s e n t e.

Me es grato informarle que la alumna SOLANO ZOMPANSI LUCERO ANABEL presentará próximamente su examen para obtener el grado de Maestría en Ingeniería en el Campo de Conocimientos Ingeniería Química Área Procesos Campo Disciplinario Ingeniería de Procesos (Clave 4039) ante el siguiente jurado:

Presidente:	Dr. Carlos Escobar Toledo (FQ)
Primer Vocal	Dr. Pablo Mulás del Pozo (Prog. Univ.)
Secretario:	M. en C. Celestino Montiel Maldonado (FQ)
Primer Suplente:	Dr. Javier Garfias Vázquez (FQ)
Segundo Suplente:	Dr. David Juárez Romero (UAEM)

Sin otro particular de momento, aprovecho la ocasión para enviarle un cordial saludo.

Atentamente  
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"  
Ciudad Universitaria, D. F., 28 de enero de 2002.

El Coordinador

DR. JESÚS RIVERA RODRÍGUEZ

C.c.p. Integrantes del Jurado.  
C.c.p. Departamento de Control Escolar de la Facultad de Química.  
C.c.p. Interesado.  
\*ggm.

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

## Resumen

En este trabajo se propone el uso de dos metodologías que se aplican para el uso eficiente de la energía. Estas son la metodología del trabajo perdido y la metodología pinch.

La metodología del trabajo perdido permite identificar las zonas del proceso donde se encuentra el mayor uso ineficiente de energía, así como el origen de este fenómeno que se encuentra asociado a la generación de entropía por causa de un gradiente, este puede ser de temperatura, presión o composición.

La metodología pinch tiene como objetivo proponer un arreglo de la red de intercambio de calor, que a través de la disminución de los gradientes de temperatura, se consigue una disminución efectiva de los consumos de servicios de calentamiento y enfriamiento y por consiguiente se tiene un mínimo consumo de servicios.

En este trabajo se demuestra que la combinación de estas dos metodologías permite, primero identificar causas de ineficiencia en el uso de la energía además de incorporar criterios para establecer una mejora del proceso, el alcance es a nivel de ingeniería básica, por lo que se debe tener en cuenta que no se considera un análisis económico de los cambios sugeridos, dado que esto representa en si, un nuevo estudio. Sin embargo, se incluye un análisis preliminar para tener una primera aproximación de la magnitud del ahorro en términos del costo de la energía.

Las metodologías propuestas han tomado como objeto de estudio a una planta criogénica actualmente en operación.

Como resultados se encontró que la causa de irreversibilidades más frecuentes son consecuencia de los gradientes de composición y temperatura asociados a la operación de los siguientes equipos de proceso: la torre desmetanizadora, compresores, turbinas e intercambiadores de calor. Por otro lado se encontró que se hace uso de servicios de calentamiento innecesarios y que hay un exceso de uso de servicios de enfriamiento.

En conclusión se propone un conjunto de acciones de mantenimiento correctivo. Por otra parte, el análisis de la red de intercambio de calor genera un cambio en la estructura que permite eliminar el uso de servicios de calentamiento, ahorrando 49.15 dls/h, además de tener un ahorro en los servicios de enfriamiento y prescindir de al menos un cambiador de calor que consume servicios auxiliares.

La aplicación de las metodologías citadas se comprueba en términos de la disminución de los gradientes de temperatura en la torre desmetanizadora, contabilizándose una disminución importante en el trabajo perdido global calculado para el proceso criogénico.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

THE UNIVERSITY OF CHICAGO  
LIBRARY  
540 EAST 57TH STREET  
CHICAGO, ILL. 60637

# Contenido

	Pag
<b>Resumen</b>	i
Contenido	iii
Hipótesis y Objetivos	vii
Lista de Figuras	ix
Lista de Gráficas	xi
Lista de Tablas	xv
Nomenclatura	xvii
<b>Introducción</b>	xix
<b>Capítulo 1. GENERALIDADES</b>	
1. 1. Trabajo perdido	3
1. 1. 1. Primera ley de la termodinámica	3
1. 1. 2. Segunda ley de la termodinámica	4
1. 1. 3. La entropía	5
1. 1. 4. Trabajo perdido ( $W_p$ )	6
1. 1. 5. Trabajo mecánico equivalente ( $W_{Eq}$ ) para la energía térmica	7
1. 1. 6. Trabajo mecánico equivalente mínimo ( $W_{Eq Min}$ )	7
1. 2. Metodología Pinch	8
1. 2. 1. Historia de la Metodología Pinch	8
1. 2. 2. Objetivo de la Metodología Pinch	10
1. 2. 3. Acercamiento mínimo de temperatura ( $\Delta T_{min}$ )	11
1. 2. 4. Efectos del pinch sobre las corrientes	12
1. 2. 5. División de corrientes en la Metodología Pinch	13
1. 2. 6. Número mínimo de unidades (MNU)	13
1. 2. 7. Curvas compuestas calientes y frías	14
1. 2. 8. La Gran curva compuesta (GCC)	16
<b>Capítulo 2. CASO DE ESTUDIO: EL PROCESO CRIOGÉNICO</b>	
2. 1. Descripción del proceso criogénico	19
2. 1. 1. Procesamiento del gas natural	19
2. 1. 2. Operaciones básicas del proceso criogénico	19
2. 1. 3. Planta criogénica tomada como caso de estudio	20
2. 2. Simulación del proceso	26
2. 2. 1. Especificaciones de la simulación	26
2. 2. 2. Validación de la simulación	31

<p>TESIS CON FALLA DE ORIGEN</p>
--------------------------------------

2. 2. 3. Análisis de resultados de la validación de la simulación	32
2. 3. Servicios Auxiliares	33
2. 3. 1. Servicios auxiliares utilizados en el proceso criogénico	33
2. 3. 2. Cargas térmicas y potencias de los equipos	35
2. 3. 3. Propiedades termodinámicas de las corrientes de servicios	36
Capítulo 3. TRABAJO PERDIDO	
3. 1. Balances de materia, energía y entropía en los equipos del proceso criogénico	39
3. 1. 1. Trabajo perdido de los equipos del proceso criogénico	39
3. 1. 2. Análisis de resultados de la aplicación del trabajo perdido en los equipos del proceso criogénico	44
3. 2. Análisis al interior de la torre desmetanizadora DA-101	46
3. 2. 1. Balances de materia, energía y entropía por plato	46
3. 2. 2. Análisis de los perfiles de temperatura, presión y composición por plato	49
3. 2. 3. Análisis de resultados del trabajo perdido y de los perfiles de temperatura, presión y composición realizados al interior de la torre desmetanizadora	55
Capítulo 4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE ALGUNAS VARIABLES DE OPERACIÓN Y DISEÑO DEL PROCESO CRIOGÉNICO	
4. 1. Análisis en el plato 30	59
4. 1. 1. Efecto del aumento de la temperatura de la corriente de alimentación 4 a la torre desmetanizadora DA-101	59
4. 2. Análisis en el plato 18	64
4. 2. 1. Efecto de la disminución de la temperatura de la corriente de alimentación 4 a la torre desmetanizadora DA-101	64
4. 2. 2. Efecto del aumento de la presión de operación del tanque flash FA-102 en la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101	68
4. 2. 3. Reubicación de la corriente de alimentación 4 en la torre desmetanizadora DA-101	74
4. 3. Resultados del análisis de sensibilidad de las variables de operación y diseño del proceso criogénico	78
Capítulo 5. METODOLOGÍA PINCH	
5. 1. Análisis de la red de intercambio térmico actual	83
5. 1. 1. Identificación de las corrientes de proceso y de servicios auxiliares	83
5. 1. 2. Determinación del acercamiento mínimo de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ )	86
5. 1. 3. Curvas compuestas del proceso criogénico (diseño actual)	87
5. 1. 4. Gran Curva compuesta del proceso criogénico (diseño actual)	89
5. 1. 5. Número mínimo de unidades (NMU)	89
5. 1. 6. Reportes de la red de intercambio de calor actual	90
5. 1. 7. Esquema de la red de intercambio de calor del proceso	91

criogénico (diseño actual)	
5. 1. 8. Análisis de resultados del estado actual de la red de intercambio de calor	92
5. 2. Eliminación de los ciclos de la red de intercambio actual	93
5. 2. 1. Eliminación del primer ciclo (intercambiador EA-105)	93
5. 2. 2. Eliminación del segundo ciclo (intercambiador EA-106)	96
5. 2. 3. Análisis de resultados de la eliminación de los ciclos de la red de intercambio térmico actual	99
5. 3. Propuestas de reajuste de la red de intercambio térmico	100
5. 3. 1. Primer caso de estudio	100
5. 3. 2. Segundo caso de estudio	103
5. 3. 3. Tercer caso de estudio	106
5. 3. 5. Análisis de resultados de los casos de estudio propuestos	110
5. 4. Análisis de la metodología híbrida para los casos de estudio	111
5. 4. 1. Trabajo perdido de los intercambiadores de calor del proceso criogénico	111
5. 4. 2. Trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora	113
5. 4. 3. Trabajo perdido del proceso criogénico	115
5. 4. 4. Análisis de resultados de la metodología híbrida para los casos de estudio	118
<b>Conclusiones</b>	119
<b>Bibliografía</b>	123
<b>APENDICES</b>	
I. Balances de materia, energía y entropía de los equipos del proceso criogénico	125
II. Acciones de la estrategia general del Programa de Ahorro de Energía en función del tiempo de implementación	139
III. Resultados de la simulación del proceso criogénico generados por ASPEN PLUS	143
IV. Confrontación de la simulación de ASPEN PLUS con los datos de diseño y operación de la planta criogénica	163
V. Resultados de la simulación de la torre desmetanizadora DA-101 generados por ASPEN PLUS	179
VI. Reportes de la red de intercambio de calor	189



# Hipótesis y Objetivos

## **Hipótesis**

Comprobar que el aplicar un procedimiento donde se incorporan de manera secuencial a la metodología del trabajo perdido y una segunda metodología (encaminada al uso eficiente de la energía), permitirá establecer las modificaciones necesarias en una planta de proceso para la reducción neta de los consumos energéticos. Con el fin de comprobar ésta hipótesis se ha tomado como caso de estudio un proceso criogénico.

## **Objetivo General**

Aplicar un procedimiento secuencial compuesta de dos metodologías (en donde se incluya la metodología del trabajo perdido) aplicadas a una planta de proceso, a fin de encontrar las modificaciones necesarias para que se tenga un uso eficiente de la energía y por consiguiente una mejora del proceso.

## **Objetivos Específicos**

- 1) Plantear un problema de análisis que consiste en el desarrollo de los balances de materia, energía y entropía en una planta química; este es el caso base del estudio.
- 2) Por medio del análisis de los resultados de la metodología del trabajo perdido, determinar los equipos que generan mayor entropía, así como el origen de este fenómeno buscando explicar las causas de irreversibilidades (gradientes) que provocan la generación de entropía.
- 3) Una vez determinado el principal gradiente que contribuye a la generación de entropía, decidir la siguiente metodología a aplicar (híbrido) con el fin de abatir dicho gradiente, es decir, pinch térmico, pinch másico o cualquier otra metodología encaminada a la disminución de éste.
- 4) Mediante el análisis de los resultados generados por la aplicación de la segunda metodología seleccionada en el punto anterior, determinar el estado actual de la planta química.
- 5) Proponer aquellos cambios (reajustes) en la planta química que conduzcan a la disminución de los gradientes (encontrados en el punto dos) y por consiguiente a la reducción de irreversibilidades, y de esta forma se tiene un uso eficiente de la energía.
- 6) Analizar nuevamente, por medio de la metodología del trabajo perdido los arreglos propuestos para verificar que las irreversibilidades no fueron transferidas a otras secciones de la planta química.





## Lista de Figuras

	Pag	
Figura 1. 1	Determinación del acercamiento mínimo de temperatura entre las corrientes del proceso	11
Figura 1. 2	Esquema sistemático de la división de corrientes arriba y abajo del Pinch	13
Figura 1. 3	Diagrama de las curvas compuestas calientes y frías	14
Figura 1. 4	Diagrama de la gran curva compuesta	15
Figura 2. 1	Esquema del procesamiento del gas natural	19
Figura 2. 2	Esquema simplificado del proceso criogénico	20
Figura 2. 3	Diagrama de flujo del proceso criogénico en operación	24
Figura 2. 4	Diagrama de flujo del proceso criogénico mostrando los equipos que requieren servicios auxiliares	34
Figura 4. 1	Modificación propuesta para aumentar la temperatura de la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101	59
Figura 4. 2	Modificación propuesta para disminuir la temperatura de la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101	64
Figura 4. 3	Modificación propuesta para disminuir la temperatura de la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101	68
Figura 4. 4	Modificación propuesta para reubicar a la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101	74
Figura 5. 1	Corrientes de proceso y de servicios auxiliares del proceso criogénico	84
Figura 5. 2	Red de intercambio térmico del proceso criogénico actual (la temperatura esta especificada en grados Fahrenheit)	91
Figura 5. 3	Diagrama de proceso mostrando la eliminación del primer ciclo	93
Figura 5. 4	Red de intercambio térmico, eliminación del primer ciclo (la temperatura esta especificada en grados Fahrenheit)	95
Figura 5. 5	Diagrama de proceso mostrando la eliminación del segundo ciclo	96
Figura 5. 6	Red de intercambio térmico, eliminación del segundo ciclo (la temperatura esta especificada en grados Fahrenheit)	97
Figura 5. 7	Diagrama del proceso mostrando la primer modificación propuesta al proceso criogénico	101
Figura 5. 8	Red de intercambio térmico, primer modificación propuesta al proceso criogénico (la temperatura esta especificada en grados Fahrenheit)	102

Figura 5. 9	Diagrama del proceso mostrando la segunda modificación propuesta al proceso criogénico	104
Figura 5. 10	Red de intercambio térmico, segunda modificación propuesta al proceso criogénico (la temperatura esta especificada en grados Fahrenheit)	105
Figura 5. 11	Diagrama del proceso mostrando la tercer modificación propuesta al proceso criogénico	107
Figura 5. 12	Red de intercambio térmico, tercer modificación propuesta al proceso criogénico (la temperatura esta especificada en grados Fahrenheit)	108

## Lista de Gráficas

	Pag	
Gráfica 2. 1	Confrontación entre los datos de operación, de diseño y los obtenidos en la simulación de ASPEN PLUS (Presión)	31
Gráfica 2. 2	Confrontación entre los datos de operación, de diseño y los obtenidos en la simulación de ASPEN PLUS (Temperatura)	32
Gráfica 2. 3	Confrontación entre los datos de operación, de diseño y los obtenidos en la simulación de ASPEN PLUS (Flujo molar)	32
Gráfica 3. 1	Calidad de la energía en los equipos del proceso criogénico	40
Gráfica 3. 2	Diagrama de columnas del trabajo perdido total de cada clase de equipo en el proceso criogénico	42
Gráfica 3. 3	Diagrama de columnas del trabajo perdido de los equipos del proceso criogénico (mayores de $2.23 \times 10^6$ Btu/h)	43
Gráfica 3. 4	Porcentaje del trabajo perdido (por etapas) en el interior de la torre desmetanizadora DA-101	48
Gráfica 3. 5	Comportamiento de la temperatura al interior de la torre desmetanizadora DA-101	49
Gráfica 3. 6	Perfil y gradiente de temperatura al interior de la torre desmetanizadora DA-101	50
Gráfica 3. 7	Comportamiento de la presión al interior de la torre desmetanizadora DA-101	50
Gráfica 3. 8	Perfil y Gradiente de presión al interior de la torre desmetanizadora DA-101	51
Gráfica 3. 9	Comportamiento de la composición (fase líquida) al interior de la torre desmetanizadora DA-101	52
Gráfica 3. 10	Gradiente de composición (fase líquida) al interior de la torre desmetanizadora	52
Gráfica 3. 11	Comportamiento de la composición (fase vapor) al interior de la torre desmetanizadora DA-101	53
Gráfica 3. 12	Gradiente de composición (fase vapor) al interior de la torre desmetanizadora	54
Gráfica 4. 1	Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101, efecto del aumento de temperatura de la corriente de alimentación 4, platos 18 y 30	60
Gráfica 4. 2	Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA – 101, efecto del aumento de temperatura de la corriente 4	61

Gráfica 4. 3	Trabajo perdido, efecto del aumento de la temperatura de la corriente 4 en la torre desmetanizadora DA – 101 (análisis por etapa)	61
Gráfica 4. 4	Efecto del aumento de temperatura de la corriente 4 en los servicios auxiliares del proceso criogénico	62
Gráfica 4. 5	Efecto del aumento de temperatura de la corriente 4 en los servicios auxiliares del proceso criogénico (análisis detallado)	63
Gráfica 4. 6	Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA – 101, efecto de la disminución de la temperatura de la corriente 4 en el sistema DA-101 + EA-150	65
Gráfica 4. 7	Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA – 101, efecto de la disminución de la temperatura de la corriente 4 en el sistema DA-101 + EA-150	66
Gráfica 4. 8	Porcentaje del trabajo perdido en la torre desmetanizadora DA-101, efecto de la disminución de la temperatura de la corriente 4	66
Gráfica 4. 9	Comportamiento de los servicios auxiliares en la disminución de la temperatura de la corriente 4 (proceso criogénico)	67
Gráfica 4. 10	Efecto del aumento del flujo de etano en el trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA – 101 y del plato 18, dado el aumento de la presión del tanque flash FA-102	70
Gráfica 4. 11	Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA – 101 y del plato 18, efecto del aumento de la presión del tanque flash FA-102	70
Gráfica 4. 12	Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA – 101, del sistema DA-101 + GB-104, y del compresor propuesto GB-104, efecto del aumento de presión de la corriente 4	71
Gráfica 4. 13	Porcentaje de trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA – 101, efecto del aumento de la presión del tanque flash FA - 102	71
Gráfica 4. 14	Efecto del aumento de la presión del tanque flash FA - 102 en los servicios auxiliares del proceso criogénico (análisis detallado)	73
Gráfica 4. 15	Trabajo perdido total en la reubicación de la corriente de alimentación 4 en la torre desmetanizadora DA-101	76
Gráfica 4. 16	Comparación del trabajo perdido total en la reubicación de la corriente de alimentación 4, en la torre desmetanizadora DA-101 (análisis por etapas)	76
Gráfica 5. 1	Trabajo perdido de los intercambiadores de calor del proceso criogénico	83
Gráfica 5. 2	Curvas compuestas caliente y fría del proceso criogénico actual	87
Gráfica 5. 3	Curvas compuestas caliente y fría del proceso criogénico actual, junto con los servicios auxiliares	88
Gráfica 5. 4	Gran curva compuesta del proceso criogénico actual	89

Gráfica 5. 5	Trabajo perdido de los intercambiadores de calor de proceso – proceso (casos de estudio)	111
Gráfica 5. 6	Trabajo perdido de los intercambiadores de calor de servicio auxiliar – proceso (casos de estudio)	112
Gráfica 5. 7	Trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora DA-101 (casos de estudio)	114
Gráfica 5. 8	Trabajo perdido total de los equipos del proceso criogénico (comparación de los casos de estudio con el de diseño)	117



## Lista de Tablas

		Pag
Tabla 1. 1	Criterios de factibilidad de las corrientes del proceso	12
Tabla 2. 1	Composición molar de la corriente de alimentación de la planta criogénica (corriente 1)	20
Tabla 2. 2	Caracterización de las corrientes obtenidas durante el proceso criogénico	25
Tabla 2. 3	Propiedades del pseudocomponente	26
Tabla 2. 4	Modelos de simulación de los equipos del proceso criogénico	27
Tabla 2. 5	Cargas térmicas de los equipos del proceso criogénico	35
Tabla 2. 6	Potencia de los equipos del proceso criogénico	35
Tabla 2. 7	Costo de los servicios auxiliares	35
Tabla 2. 8	Propiedades termodinámicas de las corrientes de servicios auxiliares (entrada y salida)	36
Tabla 3. 1	Trabajo equivalente de los equipos que requieren carga térmica del proceso criogénico	39
Tabla 3. 2	Resultados de la aplicación del balance de entropía de los equipos del proceso criogénico	40
Tabla 3. 3	Balances de materia, energía y entropía al interior de la torre desmetanizadora DA-101	47
Tabla 4. 1	Comportamiento del trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101 y el sistema intercambiador de calor EA-160 + Torre desmetanizadora DA-101 en el aumento de la temperatura de la corriente 4	60
Tabla 4. 2	Comportamiento de los servicios auxiliares en el proceso criogénico dado el aumento de la temperatura de la corriente 4	62
Tabla 4. 3	Comportamiento de los servicios auxiliares del proceso criogénico al aumentar la temperatura de la corriente 4 (análisis detallado)	63
Tabla 4. 4	Comportamiento del trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101, del sistema intercambiador de calor EA-150 + Torre desmetanizadora DA-101 y de los servicios auxiliares del proceso criogénico en la disminución de la temperatura de la corriente 4	65
Tabla 4. 5	Comparación del flujo de etano en la fase líquida al variar la presión de operación del tanque flash FA-102	69



Tabla 4. 6	Comportamiento del trabajo perdido en la torre desmetanizadora DA-101 al aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102	69
Tabla 4. 7	Comportamiento de los servicios auxiliares en la torre desmetanizadora DA-101 al aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102	72
Tabla 4. 8	Comportamiento de los servicios auxiliares al aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102 (análisis detallado)	72
Tabla 4. 9	Análisis de la reubicación de la corriente de alimentación 4 en la torre desmetanizadora DA-101	75
Tabla 4. 10	Comportamiento de los servicios auxiliares al variar la etapa de alimentación de la corriente 4 en la torre desmetanizadora DA-101	77
Tabla 4. 11	Comportamiento de los servicios auxiliares al variar la etapa de alimentación de la corriente 4 en la torre desmetanizadora DA-101 (análisis detallado)	77
Tabla 5. 1	Condiciones y propiedades termodinámicas de las corrientes calientes y frías del proceso criogénico	85
Tabla 5. 2	Determinación del $\Delta T_{\min}$ del proceso criogénico	86
Tabla 5. 3	Análisis de los servicios de enfriamiento del proceso criogénico (curvas compuestas)	88
Tabla 5. 4	Número de corrientes calientes y frías del proceso criogénico	89
Tabla 5. 5	Comportamiento de los servicios auxiliares del proceso criogénico en la eliminación de los ciclos.	98
Tabla 5. 6	Resumen de los resultados de la eliminación de los ciclos en la red de intercambio térmico	98
Tabla 5. 7	Comportamiento de los servicios auxiliares del proceso criogénico en los casos de estudio propuestos	109
Tabla 5. 8	Resumen de los resultados de los casos de estudio propuestos del proceso criogénico	109
Tabla 5. 9	Trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora DA-101 (casos de estudio)	113
Tabla 5. 10	Trabajo perdido del proceso criogénico, casos de estudio	115

## Nomenclatura

$C_e$	Flujo de materia molar (de la mezcla) a la entrada de un equipo	lbmol/h
$C_s$	Flujo de materia molar (de la mezcla) a la salida de un equipo	lbmol/h
$C_p$	Capacidad calorífica a presión constante de la mezcla	Btu/lb-R
$E_c$	Energía cinética	Btu/h
$E_p$	Energía potencia	Btu/h
$g$	Aceleración de la gravedad terrestre	ft/s <sup>2</sup>
$h$	Entalpía molar de la mezcla	Btu/lbmol
$L$	Flujo de materia molar de líquido	lbmol/h
$m$	Flujo de materia másica de la mezcla	lb/h
$p$	Presión del sistema	psia
$Q$	Flujo de energía en forma de calor	Btu/h
$S_{sal}$	Entropía total de salida de un equipo	Btu/h-R
$S_{ent}$	Entropía total de entrada de un equipo	Btu/h-R
$S_{Gen\ tot}$	Entropía generada total de un equipo	Btu/h-R
$s$	Entropía molar de la mezcla	Btu/lbmol-R
$T_f$	Temperatura absoluta de la fuente térmica	R
$T_0$	Temperatura absoluta del receptor de calor (ambiente)	R
$T_{sal}$	Temperatura absoluta de salida del equipo	R
$T_{ent}$	Temperatura absoluta de entrada del equipo	R
$T_{ext}$	Temperatura de los alrededores del sistema con los cuales hay transferencia de calor	R
$T_{sum}$	Temperatura absoluta de suministro	R
$T_m$	Temperatura absoluta final o meta	R
$u$	Energía interna del sistema	Btu/h
$v$	Velocidad del sistema	ft/s
$V$	Flujo de materia molar de vapor	lbmol/h
$W$	Flujo de energía en forma de trabajo	Btu/h
$W_p$	Trabajo perdido	Btu/h
$W_{Eq}$	Trabajo mecánico equivalente	Btu/h
$W_{Eq\ Min}$	Trabajo mecánico equivalente mínimo	Btu/h
$z$	Altura sobre un nivel de referencia	ft
$\Delta H_{tot}$	Cambio de entalpía total del proceso del estado inicial al final	Btu/h
$\Delta S_{tot}$	Cambio de entropía total del proceso del estado inicial al final	Btu/h-R
$\Delta T_{min}$	Acercamiento mínimo de temperatura	R
$\Delta T$	Diferencia de temperaturas entre las corrientes	R

**Adimensionales**

CCC	Curvas compuestas calientes
CCF	Curvas compuestas frías
GCC	Gran curva compuesta
MNU	Mínimo número de unidades de transferencia de calor
n	Número de etapa de equilibrio de la torre de platos
NCC	Número de corrientes calientes
NCF	Número de corrientes frías
NUA	Número de unidades actuales de transferencia de calor
SC	Número de servicios de calentamiento
SE	Número de servicios de enfriamiento
X	Fracción molar en la fase líquida
Y	Fracción molar en la fase vapor

**Letras griegas**

$\theta$	Factor de Carnot
$\zeta$	Eficiencia de una máquina térmica reversible
$\Delta$	Cambio del estado inicial al estado final del proceso

**Subíndices**

CC	Corrientes calientes
CF	Corrientes frías
ent	Entrada
<i>i</i>	Número de intervalos
$r_1, r_2$	Primer y segundo rehervidores
sal	Salida
serv	Flujo de materia de servicios auxiliares
sist	Sistema
tot	Total

## Introducción

El consumo de energía usada por la industria para transformar los recursos primarios en los satisfactores que son requeridos por la sociedad, es muy alto. Uno de los parámetros que pueden ser estudiados para ubicar a una economía nacional es el consumo per cápita de energía. En consecuencia, conforme el nivel de vida de los ciudadanos mejore se tendrá la necesidad de suministrar una cantidad más alta de energía. Este incremento en el consumo se puede proporcionar de dos formas, principalmente. Elevando la producción de energía por medio de la combustión de hidrocarburos, con las consecuencias de impacto sobre el ambiente; o bien, haciendo un uso racional de la energía disponible en este momento. Por ejemplo, el consumo de energía del sector energético (Petróleos Mexicanos y Comisión Federal de Electricidad), representa aproximadamente el 30% del consumo nacional de energía; y de este porcentaje, aproximadamente el 57% se utiliza en los procesos de transformación y tratamiento de la energía primaria<sup>(9)</sup>.

Con la preocupación que plantea el reto del uso eficiente de la energía se han desarrollado un conjunto de metodologías para encontrar las deficiencias que hacen que un proceso utilice la energía de manera inapropiada. Las metodologías propuestas se pueden clasificar en dos grandes conjuntos. Esto es, aquellas que se fundamentan en la segunda ley de la termodinámica (análisis exergético, análisis de trabajo perdido, etc.) y las que se basan en el análisis de gradientes (metodología pinch). Sin embargo, no se ha propuesto un método que incorpore un análisis global. En este trabajo se probará que el utilizar un procedimiento donde se incorporan de manera secuencial a la metodología del trabajo perdido y a la metodología pinch, permitirá establecer las modificaciones necesarias en una planta de proceso para la reducción neta de los consumos energéticos.

El presente trabajo se realizó en el Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos del Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química de la UNAM. Se emplearon, el simulador ASPEN PLUS ver. 9. 3. y el software de integración de energía ADVENT ver. 5. 0.

En el capítulo 1, se presentan los conceptos básicos de la primera y segunda ley de la termodinámica y su aplicación en los procesos. Se presentan los aspectos generales de la metodología pinch.

En el capítulo 2, se describe los fundamentos de un proceso criogénico. Se presentan los resultados del balance de materia, energía y entropía obtenidos a partir de la simulación del proceso. Estos resultados se validan contra los datos de diseño y de operación del proceso.

Por último, se definen las condiciones del análisis de segunda ley y la especificación de los servicios auxiliares de la planta criogénica.

En el capítulo 3, se presentan los resultados de la aplicación de la metodología del trabajo perdido (análisis de segunda ley) a los equipos que constituyen el proceso criogénico, se presentan los resultados del estudio que permitieron identificar los equipos que mayor trabajo perdido generan y la causa que lo origina. Se proponen algunas posibles soluciones para abatir la generación de entropía. Se hace un análisis específico al interior de la torre desmetanizadora, para determinar la causa de las irreversibilidades, analizando las variables de temperatura, presión y composición que influyen en la generación de trabajo perdido. Finalmente, se analizan los resultados obtenidos.

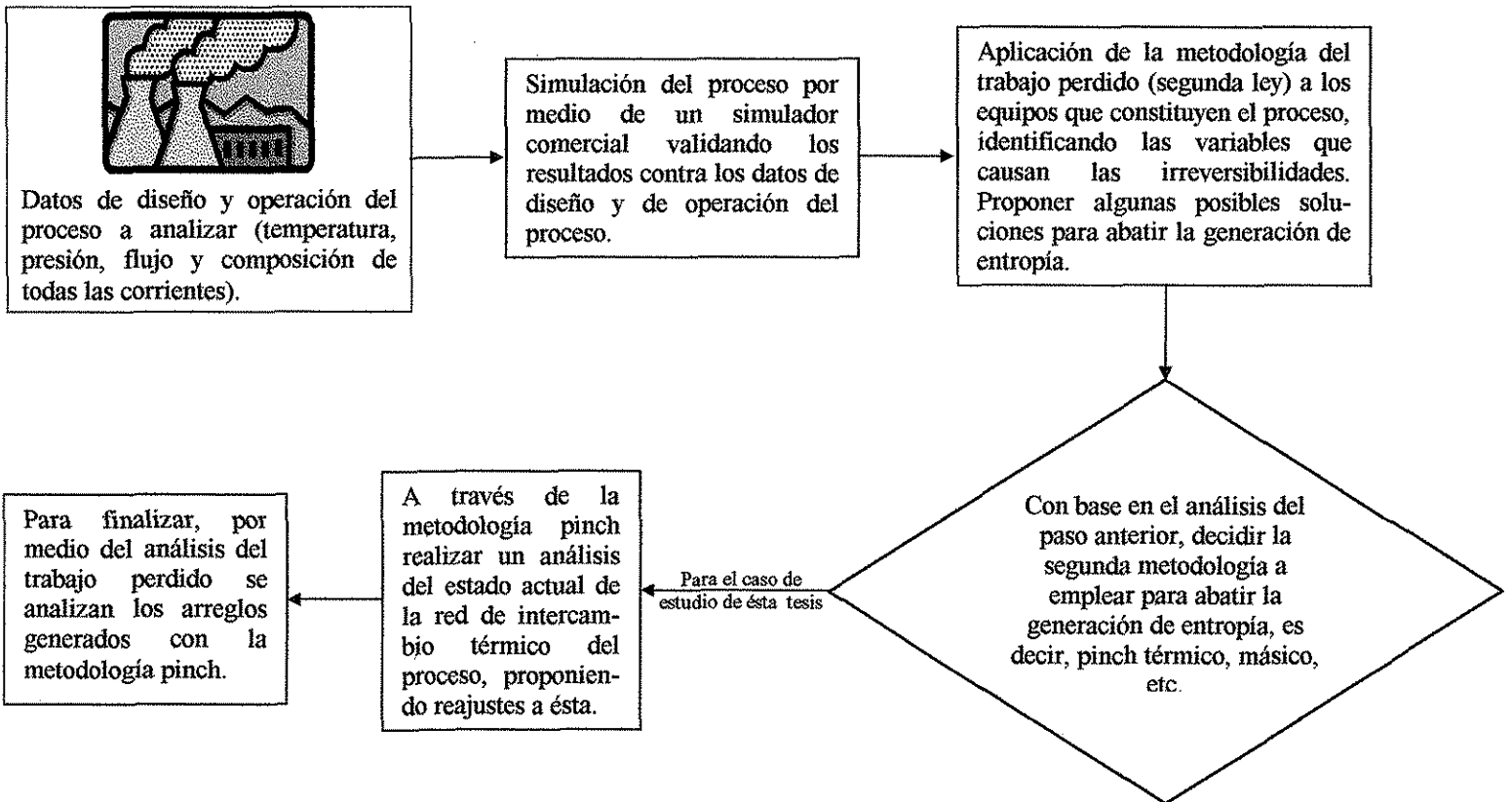
En el capítulo 4, se lleva a cabo un análisis de sensibilidad de algunas variables de operación y de diseño de la planta criogénica considerando que dichos cambios deben de estar encaminados al abatimiento de los gradientes de temperatura y de composición tanto para la etapa 30 como para la etapa 18, así como el impacto que se obtiene en los servicios auxiliares de la planta criogénica. Finalmente, se analizan los resultados obtenidos.

Como consecuencia del análisis del trabajo perdido, en el capítulo 5, se realiza un análisis del estado actual de la red de intercambio térmico del proceso criogénico usando la metodología pinch. Se efectúa el rompimiento de los ciclos encontrados y se proponen tres casos de estudio (reajustes). Por último, por medio del análisis de los resultados del trabajo perdido se examinan los arreglos generados con la metodología pinch, a fin de encontrar el que disminuya el consumo de servicios auxiliares así como el trabajo perdido.

Es importante resaltar que el alcance de este estudio es a nivel de ingeniería básica, por lo que se debe tener en cuenta que, tan sólo se incluye un análisis económico preliminar para tener una primera aproximación de la magnitud del ahorro en términos del costo de la energía.

### Algoritmo secuencial propuesto

El siguiente esquema muestra la secuencia a seguir en el análisis de cualquier planta de proceso, aplicando como base la metodología de trabajo perdido, la cual dará la pauta para decidir la siguiente metodología por aplicar en cada proceso, es decir el tipo de hibridación.



TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



WOMEN  
WISDOM NO ALLAH

# CAPÍTULO 1

## GENERALIDADES

---

En este capítulo se presentan los elementos fundamentales necesarios para realizar el análisis termodinámico de procesos. Esto es, los conceptos básicos de la primera y segunda ley de la termodinámica y su aplicación en los procesos. Se describen los antecedentes y componentes relacionadas con la metodología pinch.

En la primera parte se discuten los fundamentos termodinámicos del análisis de trabajo perdido en los procesos.

En la segunda parte se analizan los antecedentes y elementos que constituyen a la metodología pinch.



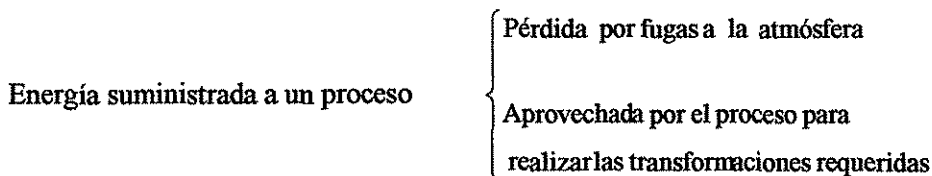


## 1. 1. TRABAJO PERDIDO

### 1. 1. 1. Primera ley de la termodinámica

En 1843 Joule determinó en forma experimental lo se conoce como el equivalente mecánico del calor, antecedente de la primera ley de la termodinámica, ésta postula que todas las formas de energía pueden ser interconvertidas, es decir, que la cantidad total de energía es constante y cuando ésta desaparece de una forma aparece simultáneamente en otra.

Desde el punto de vista del ahorro de la energía, la primera ley de la termodinámica permite establecer un criterio para comparar la eficiencia con la cual los procesos utilizan a la energía. Atendiendo a lo anterior se establece que la energía que es consumida en un proceso tiene uno de los siguientes destinos: un proceso propiamente dicho, o bien, el medio que rodea al proceso. Esto se presenta en el esquema siguiente:



Por ejemplo, cuando la energía se disipa por las paredes del proceso como consecuencia de un deficiente sistema de aislamiento se dice que la energía está siendo desperdiciada desde el punto de vista de la primera ley.

El intercambio de energía de un sistema con sus alrededores se manifiesta de dos formas: intercambio de trabajo ( $W$ ) o transferencia de calor ( $Q$ ). Estas cantidades son funciones de trayectoria (dependen de la ruta que siguen durante el proceso) e implican una energía en tránsito a través de las fronteras del sistema.

En los procesos industriales, la mayoría de las veces los sistemas son abiertos (existe transferencia de masa entre el sistema y los alrededores) y a régimen permanente, donde todas las propiedades termodinámicas del sistema permanecen invariables con el tiempo, es decir, es un estado estable. Para estos sistemas la expresión de la primera ley de la termodinámica es como sigue:

$$\Delta[m(u + E_c + E_p)]_{\text{sist}} = \sum [m(h + E_c + E_p)]_{\text{ent}} + \sum [m(h + E_c + E_p)]_{\text{sal}} \pm Q \pm W \quad (1)$$

donde:

$m$  = Flujo de materia

$u$  = Energía interna

$E_p = mgz$  = Energía potencial

$E_c = \frac{1}{2}mv^2$  = Energía cinética

$h = (u + pv)$  = Entalpía

Para el caso de un sistema abierto, a régimen permanente y en donde son despreciables las energías cinética y potencial, la ec. 1, se escribe de la siguiente forma:

$$\pm Q \pm W = \sum (mh)_{\text{sal}} - \sum (mh)_{\text{ent}} = \Delta H_{\text{tot}} \quad (2)$$

### 1. 1. 2. Segunda ley de la termodinámica

En 1824 Carnot publica un estudio sobre máquinas térmicas, es en este trabajo en el cual se establecen los antecedentes de la segunda ley de la termodinámica, surgen conceptos como entropía y trabajo perdido<sup>(19)</sup>.

En el trabajo de Carnot, se explica cómo una máquina térmica que opera en dos niveles de temperatura puede convertir solamente una fracción del trabajo transferido. Además, se demuestra que la máquina térmica que permite la mayor conversión de calor a energía mecánica es la máquina reversible, aunque siempre existirá una cantidad de energía térmica que no puede ser aprovechada. En la naturaleza no existe la máquina térmica como tal, sin embargo, la construcción de este modelo ideal permite a la ingeniería establecer el límite de máxima eficiencia y de esta forma poder comparar a los procesos reales.

Carnot demostró que en un proceso reversible (ideal) la cantidad de trabajo máximo que se puede obtener depende de las temperaturas entre las que funciona dicha máquina térmica, pero no obtuvo la relación matemática correspondiente.

En 1854 Clausius obtiene la relación matemática para determinar la fracción aprovechable de calor que es cedido a una máquina térmica. En una máquina térmica reversible, la cantidad de trabajo útil depende de las temperaturas entre las que funciona esa máquina térmica.

Las siguientes conclusiones son derivadas de estos estudios<sup>(3)</sup>:

- a) Ninguna máquina térmica puede ser más eficiente que una máquina reversible, comparando su desempeño entre niveles de temperatura iguales.
- b) Todas las máquinas térmicas reversibles que operan entre los mismos niveles de temperatura tienen la misma eficiencia.
- c) La eficiencia de una máquina térmica reversible depende exclusivamente de los niveles de temperatura de la fuente térmica ( $T_f$ ) y del receptor de calor ( $T_0$ ), el cual es el medio ambiente y está dada por la siguiente expresión:

$$\zeta = 1 - \frac{T_0}{T_f} \quad (3)$$

- d) Una máquina térmica irreversible tiene una eficiencia menor que una máquina reversible si se compara su funcionamiento entre los mismos niveles de temperatura. La eficiencia de dicha máquina irreversible disminuye conforme su comportamiento se aleja de la reversibilidad, es decir, a medida que aumentan los gradientes.

Como consecuencia de estas conclusiones se presentan las siguientes implicaciones:

- Es imposible transformar toda la energía térmica en mecánica, una parte de ella siempre se desecha al receptor térmico de baja temperatura, es decir, el calor (energía térmica) y el trabajo (energía mecánica) no son energías de la misma calidad, por lo que el calor es una forma de energía de menor calidad.
- En un proceso continuo de transformación de la energía, se requiere que la temperatura del receptor térmico no cambie, para ello, su capacidad receptora debe ser muy grande, este requisito lo desempeña el medio ambiente.
- La eficiencia del proceso crece si la temperatura de la fuente aumenta, por ello se puede afirmar que, la energía térmica es de mayor calidad a temperaturas superiores, ya que se podrá obtener mayor cantidad de energía mecánica de esta.

La segunda ley de la termodinámica determina la eficiencia con que se usa la energía (la energía se degrada y en todo proceso real su calidad disminuye) y establece los principios que permiten encaminar esfuerzos para reducir el consumo de energía en un proceso. Es una herramienta metodológica básica cuya aplicación provee los conceptos fundamentales para determinar la eficiencia con que se utiliza la energía en un proceso industrial.

### 1. 1. 3. La entropía

Para establecer una serie de ecuaciones que permitan determinar la eficiencia de la energía, se postula la propiedad termodinámica de la materia llamada "entropía"<sup>(19)</sup>.

La entropía no es una propiedad que se conserve, en los procesos de la naturaleza, constantemente se genera entropía, pero no se destruye. De manera similar a la energía se ha establecido la ecuación general del balance de entropía, esto es:

#### Balance de entropía en un sistema general

$$S_{\text{Gen tot}} + \frac{Q}{T_{\text{ext}}} = \sum (ms)_{\text{sal}} - \sum (ms)_{\text{ent}} + \Delta(ms)_{\text{sist}} \quad (4)$$

$$\text{Definiendo } \Delta S_{\text{tot}} = \sum (ms)_{\text{sal}} - \sum (ms)_{\text{ent}} \quad (5)$$

Sustituyendo la ec. 5 en la ec. 4, resulta:

$$S_{\text{Gen tot}} + \frac{Q}{T_{\text{ext}}} = \Delta S_{\text{tot}} + \Delta(ms)_{\text{sist}} \quad (6)$$

donde:

m = Flujo de materia

s = Entropía

$S_{\text{Gen tot}}$  = Generación de entropía

$\Delta S_{\text{tot}}$  = Cambio de entropía total del estado inicial al final del proceso

$T_{\text{ext}}$  = Temperatura de los alrededores del sistema con los cuales hay transferencia de calor

Para el caso de un sistema abierto, estacionario, la ec. 6, se escribe:

$$S_{\text{Gen tot}} + \frac{Q}{T_f} = \Delta S_{\text{tot}} \quad (7)$$

El balance de entropía tiene las siguientes aplicaciones:

- Como auxiliar en el cálculo de las condiciones de las corrientes de proceso.
- Para evaluar cuantitativamente las irreversibilidades de un proceso mediante la  $S_{\text{Gen}}$ , y permite distinguir el sentido natural de los procesos, esto es:

Proceso irreversible (real)	$S_{\text{Gen}} > 0$
Proceso reversible (ideal)	$S_{\text{Gen}} = 0$
Proceso imposible	$S_{\text{Gen}} < 0$

- Para determinar la magnitud de los gradientes en un proceso que tiene como consecuencia una degradación de la energía y así establecer la eficiencia del mismo.

En la medida en la que se genera entropía la eficiencia del uso de la energía disminuye, es decir, se desaprovecha el potencial energético de los cuerpos.

La entropía es una propiedad de estado, por lo que para evaluar el cambio de entropía de un sistema en un proceso, sólo se requiere conocer los estados inicial y final del sistema.

### Causas de las irreversibilidades termodinámicas más importantes<sup>(3)</sup>

La entropía se genera por causa de las irreversibilidades termodinámicas inherentes al proceso, tales como:

- Mezclado de corrientes que tengan alguna propiedad diferente (temperatura, presión o composición)
- Transferencia de calor a través de un gradiente de temperatura.
- Expansión súbita de una corriente sin recuperación de trabajo
- Transformación de trabajo en calor por fricción:
  - Rozamiento de partes móviles en equipos rotatorios
  - Flujo de gases y líquidos (pérdidas en tuberías por fricción)
- Transformación de energía eléctrica en calor:
  - Resistencias eléctricas
  - Pérdidas en motores eléctricos
- Reacciones químicas que se llevan a cabo en condiciones alejadas del equilibrio termodinámico (altas velocidades de reacción)

#### 1. 1. 4. Trabajo perdido (Wp)

Es la diferencia entre la energía suministrada al sistema en el proceso real menos la energía que se suministraría al proceso ideal (reversible). Para ahorrar energía es necesario disminuir el trabajo perdido, por consiguiente la generación de entropía, debido a que el trabajo perdido resulta del producto de la generación de entropía por la temperatura ambiente, es decir, en la medida en que se reduzca la generación de entropía se disminuirá el consumo energético total del proceso en consecuencia se reducirá el combustible total empleado en el proceso.

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}} \quad (8)$$

donde:

$S_{\text{Gen tot}}$  = Entropía generada total  
 $T_0$  = Temperatura del medio ambiente

Las irreversibilidades del proceso son las causas de que haya sido necesaria una mayor cantidad de energía que la mínima para llevar a cabo dicho proceso. La energía mínima es la energía ideal y la adicional debido a las irreversibilidades es  $W_p$ . La energía ideal es el mínimo indispensable para que se lleve a cabo un proceso, por lo que para disminuir el consumo de energía de un sistema es necesario disminuir las irreversibilidades del proceso.

### 1. 1. 5. Trabajo mecánico equivalente ( $W_{\text{Eq}}$ ) para la energía térmica

Este concepto establece la equivalencia entre dos formas de energía de diferente calidad (calor y trabajo) a través de la eficiencia de Carnot, es decir, establece una base de análisis común que permite igualar la diferencia de calidades entre éstas dos formas de energía y así, hacer una comparación energética en los mismos términos de calidad de la energía. Para este fin se eligió al medio ambiente como un receptor térmico, debido a que puede recibir calor sin alterarse apreciablemente.

$$W_{\text{Eq}} = W + Q\theta = W + Q \left( 1 - \frac{T_0}{T_f} \right) \quad (9)$$

donde:

$\theta$  = Factor de Carnot

### 1. 1. 6. Trabajo mecánico equivalente mínimo ( $W_{\text{Eq Min}}$ )

Es el trabajo mínimo que se requiere en un proceso reversible (ideal) al pasar del estado inicial al estado final, es decir, es aquel proceso en el cual no se generan irreversibilidades.

Se rige por la ecuación:  $W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$  (10)

donde:

$\Delta H_{\text{tot}}$  = Cambio de entalpía total del estado inicial al final del proceso (ec. 2)

$\Delta S_{\text{tot}}$  = Cambio de entropía total del estado inicial al final del proceso (ec. 7)

Otras expresiones útiles son las siguientes:

Sumando las ecs. 10 y 8, resulta:  $W_{\text{Eq}} = W_{\text{Eq Min}} + W_p$  (11)

$W_{\text{Eq Min}} + W_p = W + Q\theta$  (12)

Que permiten una forma alternativa para calcular a las cantidades que se han presentado con antelación.

En el apéndice I, se muestran los balances de materia, energía y entropía de los equipos del proceso criogénico que es el caso de estudio en este trabajo.

En el apéndice II, se hace una reproducción del contenido del artículo de las acciones de la estrategia general del programa de ahorro de energía en función del tiempo de implementación.

## 1. 2. METODOLOGÍA PINCH

### 1. 2. 1. Historia de la Metodología Pinch

Con la revolución industrial aparecen gran cantidad de fábricas cuyo objetivo era alcanzar un nivel de producción, sin tomar en cuenta el uso de servicios debido a que su costo era mínimo, ni tampoco tomaba en cuenta los contaminantes arrojados al medio ambiente. Al pasar los años surge la creciente competencia entre compañías en todo el mundo, lo cual impulsó a mejorar el precio y calidad de sus productos, sin tomar en cuenta el deterioro ambiental debido a los desechos de las fábricas.

Esto impulsó al establecimiento de normas ambientales cuyo objetivo era regular el uso del agua y restringir emisiones de desechos contaminantes al ambiente.

A principios de los setentas los árabes anunciaron el aumento en el precio del petróleo que ocasiona para las empresas la necesidad de reducir su consumo de servicios, sin alterar el nivel de producción.

Son éstas las condiciones que generaron la necesidad de estudiar a los procesos industriales y detectar la posibilidad de mejorarlos, reduciendo los costos de manufactura a la vez que se cumple con las normas ambientales y al mismo tiempo economizarlos.

Bajo este entorno surgen diversos trabajos cuyo objetivo es formular métodos de optimización de procesos, tendientes a disminuir el consumo de servicios basados en la mejora de la manufactura de los productos.

#### Especificación del problema

El planteamiento del problema general de redes de intercambio de calor es el siguiente: Se tiene un conjunto de corrientes que se deben enfriar o calentar, y para cada una de ellas se especifica la temperatura de entrada y salida, la capacidad calorífica y el flujo másico. Generalmente se desprecia el efecto de la temperatura sobre el calor específico.

También se conoce la disponibilidad de servicios auxiliares tanto de calentamiento como de enfriamiento, como son el vapor de agua o combustibles y el agua de enfriamiento o refrigerantes. Finalmente se especifican los coeficientes de transferencia de calor, se aclara que los intercambiadores son a contracorriente y se dispone de alguna correlación que permita calcular el costo del intercambiador en función del área, así como otra que permita evaluar el costo de servicios auxiliares.

#### Desarrollos relevantes

Para un problema de este tipo, por pequeño que sea, existe un número muy grande de posibles configuraciones de la red y considerando las no linealidades involucradas en las funciones de costo de inversión de los intercambiadores de calor hacen de la solución del problema una tarea muy compleja. Existen varias alternativas (o metodologías) para resolver un problema en síntesis de procesos:

#### *Problema de asignación de programación lineal (LP)<sup>(17)</sup>*

Kesler y Parker dividieron cada corriente en elementos de servicio de calentamiento pequeños de igual tamaño y propusieron los apareamientos entre los elementos calientes y fríos. Esta aproximación fue mejorada por Kobayashi quien uso el diagrama de contenido de calor para tomar en cuenta las divisiones de las corrientes y los apareos cíclicos. Nishida introduce reglas de apareamiento para minimizar el área total; estos métodos están entre los primeros intentos para resolver sistemáticamente problemas de síntesis de redes de intercambio de calor.

### *Descomposición o búsqueda de árbol<sup>(17)</sup>*

Lee introduce el método de rama y límite, sin embargo, los problemas de combinatoria fueron todavía severos: Srtoła introduce nuevas reglas para la ramificación. Pho y Lapidus usaron enumeración parcial y su síntesis de matrices fue usada por Kelahan y Gaddy quienes utilizaron una búsqueda al azar adaptativa. Greenkorn introduce una función de disponibilidad de calor (HAF, actualmente la gran curva compuesta) para asegurar buenas soluciones iniciales. Rathore y Powers usan una ramificación para evitar la generación y evaluación de soluciones imprácticas. Grossmann y Sargent combinaron enumeración implícita con estimados heurísticos para resolver el problema de configuración permitido para restricciones en el apareamiento. Finalmente Menzies y Jonson usaron ramas y límites para la síntesis de redes óptimas de recuperación de energía incluyendo energía mecánica.

### *Métodos Heurísticos<sup>(17)</sup>*

Fue introducido por Masso y Rudd quienes valoraron un conjunto de reglas de acuerdo al aprendizaje adaptativo durante el diseño. Ponton y Donaldson sugirieron igualar o aparear la corriente caliente del suministro más alto de temperatura con la corriente fría del objetivo más alto de temperatura, una aproximación que fue seguida más tarde por numerosos investigadores.

### *Aproximación termodinámica<sup>(17)</sup>*

La metodología de aproximación termodinámica, es la que se ha empleado principalmente para resolver problemas de síntesis de redes de intercambio de calor (HEN). Además de ser la que se desarrollara en el transcurso de esta sección de la tesis.

La Tabla de factibilidad de Höhmann, fue el primer camino riguroso para establecer el requerimiento mínimo de servicios. El objetivo de área de transferencia de calor mínima fue también dirigido en un diagrama de temperatura vs. carga térmica, por medio del discutido concepto de temperatura, el cual es la guía a la división de corrientes y a alcanzar el objetivo. El Mínimo Número de Unidades (MNU) fue propuesto también por Hohmann. Otra parte muy importante de su trabajo, fue el demostrar el espacio de solución factible de una red en un diagrama área vs. energía (1971).

### *La recuperación de calor "pinch"*

Hacia el final de los años setentas el descubrimiento de la recuperación de calor pinch como una parte importante en el ahorro de energía, dio como resultado un incremento de los estudios en el desarrollo y aplicación de métodos sistemáticos en nuevos modelos en universidades e industrias. Entre los trabajos más destacados se encuentra el de Umeda y col. <sup>(20)</sup>, se encontró que al realizar un balance de energía cuidadoso a un grupo de corrientes frías y calientes pertenecientes a un proceso y expresar gráficamente dicho balance, existe una región crítica en la transferencia de calor que divide al proceso en dos áreas de características definidas, a esa región particular se le dio el nombre con el que se conoce actualmente, que es el punto de pliegue o por su nombre en inglés "pinch".

Posteriormente Linhoff y col. <sup>(13)</sup>, relacionan el exceso en el consumo de los servicios a través del flujo de calor en el pinch con contribuciones de integración de calor proceso a proceso, calentamiento abajo y enfriamiento arriba del pinch; da los conceptos de colocación apropiada para una correcta integración de turbinas, bombas de calor y columnas de destilación dentro del proceso.



La guía de integración de procesos para el uso eficiente de la energía fue propuesta por Linhoff<sup>(14)</sup>, cuyo objetivo fundamental es la síntesis o la reingeniería de las redes de intercambio de calor, buscando la transferencia de energía de un conjunto de corrientes calientes o corrientes que necesitan ser enfriadas, a otro conjunto de corrientes frías o que necesitan ser calentadas. Es en este trabajo en el cual se resumen otros trabajos y conceptos con ejemplos de estudios realizados en la industria, así como la introducción y explicación de la Gran Curva Compuesta (GGC). En la medida que el calor se utilice en este intercambio, se substituyen tanto servicios de enfriamiento como servicios de calentamiento, esto se ve reflejado en una reducción de consumo de combustible y una reducción de agua de enfriamiento, resultando una economía en el proceso.

El algoritmo del método de pinch para diseño fue propuesto por Linhoff y Hindmarsh<sup>(13)</sup> desarrollando el método que consiste en dividir el problema en dos partes, o bien, dos subproblemas, que a continuación se describen:

Metodología Pinch  $\left\{ \begin{array}{l} \text{Arriba del Pinch (lado izquierdo)} \\ \text{Abajo del Pinch (lado derecho)} \end{array} \right.$

Dando además los requisitos que deben cumplir las corrientes con las que se quiera hacer el intercambio (corrientes calientes con corrientes frías).

El método pinch se basa en información como:

- Flujo de las corrientes ( $m$ )
- Capacidad calorífica ( $C_p$ ) de las corrientes
- Temperatura de suministro ( $T_{sum}$ )
- Temperatura final o meta ( $T_m$ )
- Diferencia de temperaturas entre las corrientes ( $\Delta T = T_m - T_{sum}$ )
- Acercamiento mínimo temperatura ( $\Delta T_{min}$ )

Y a su vez proporciona la siguiente información:

- Cantidad mínima de energía requerida en los servicios auxiliares (para calentamiento y enfriamiento SC y SE)
- Área mínima de los equipos
- Número mínimo de unidades necesarias en la red
- Calor integrado ( $Q = mC_p\Delta T$ )

Actualmente la metodología pinch se aplica en varios procesos de la industria química. Específicamente en las industrias del cemento, acero, fibras, textiles, pulpa y papel, alimentos, químicos y farmacéuticos así como del petróleo.

### 1. 2. 2. Objetivo de la Metodología Pinch

El objetivo principal de la metodología pinch es mejorar las redes de intercambio de calor mediante los siguientes principios:

- a) Requerimientos mínimos de energía (servicios de calentamiento y de enfriamiento). Con el fin de que la red de intercambio de calor funcione al mínimo costo de operación en las unidades que ya estén operando.

- b) Número mínimo de equipos de intercambio de calor. Con el objetivo de enfriar las corrientes calientes y calentar las corrientes frías, haciendo eficiente el área de transferencia, al mismo tiempo los intercambiadores deberán contar con un máximo de carga térmica, para así enfriar o calentar más rápidamente.
- c) Área mínima de red de intercambio de calor. Debido a que se tiene que contar con un número mínimo de intercambiadores, el área total debe ser la mínima, es decir, mínimo costo de inversión en los equipos.

### 1. 2. 3. Acercamiento mínimo de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ )

El  $\Delta T_{\min}$  es la diferencia de temperaturas mínima entre las corrientes que intercambian energía, éste se determina (en una red actual), restando la temperatura de entrada de la corriente caliente con la salida de la corriente fría, para el otro extremo se restan las temperaturas caliente de salida con la temperatura frías de entrada, el  $\Delta T$  que resulte menor, es el  $\Delta T_{\min}$  (ver fig. 1. 1).

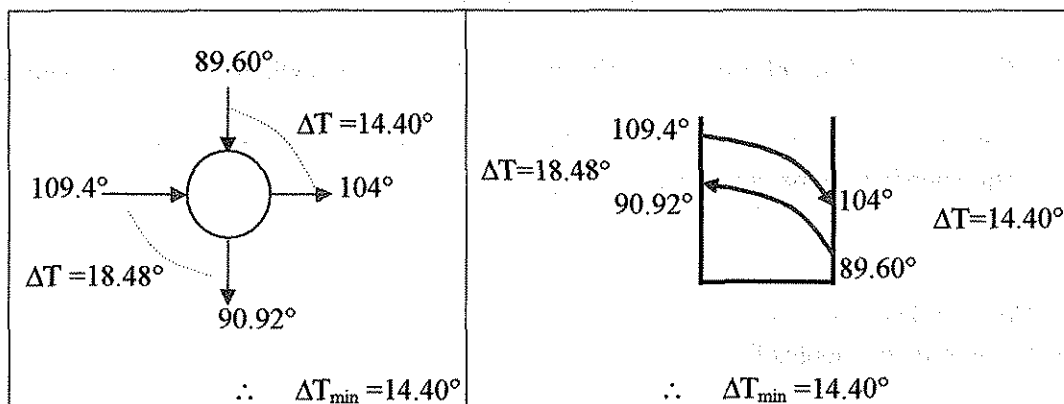


Fig. 1. 1. Determinación del acercamiento mínimo de temperatura entre las corrientes del proceso

El  $\Delta T_{\min}$  es la fuerza motriz para el flujo de calor. Dos corrientes que intercambian calor entre sí, tienden a igualar sus temperaturas, es decir, tienden al equilibrio térmico en el intercambiador de calor, si la temperatura de acercamiento es pequeña significa que las corrientes calientes y frías igualan su temperatura transfiriendo toda la energía que termodinámicamente sea posible. Pero será necesario un intercambiador de área infinita, y con esto, se transfiere poca energía entre las corrientes del proceso y los servicios auxiliares. Por el contrario, si la temperatura de acercamiento es muy grande, se requiere de menor área para la transferencia; pero mayor cantidad de servicios.

Por consiguiente, la temperatura de acercamiento está relacionada con el área de transferencia, el calor máximo integrado y la cantidad de servicios auxiliares a utilizar; de tal manera que se necesitará un balance económico para determinar su valor más adecuado.

El fenómeno del pinch, no siempre se presenta en un problema de síntesis de intercambiadores de calor. Algunos problemas no presentan un pinch hasta que la  $\Delta T_{\min}$  especificada es aumentada hasta o por encima de un umbral en el valor de  $\Delta T$  ( $\Delta T_u$ ). A este tipo de problemas se les llama problemas de umbral.

### 1. 2. 4. Efectos del pinch sobre las corrientes

El principal efecto del pinch en un proceso es que lo divide en dos regiones, parte caliente y parte fría, que son posteriormente tratadas en forma individual, por lo que cada región representa un proceso que se maneja como tal, y al trabajar en alguna de las regiones, se olvida por un momento que se trata únicamente de la mitad del sistema general.

Los criterios de factibilidad de las corrientes que se deben cumplir en ambas regiones del pinch son:

- a) Restricciones de  $mCp$  para acoplamientos
- b) Número de corrientes de proceso

#### Arriba del punto de pinch (región caliente del sistema)

Las corrientes calientes son enfriadas desde su temperatura de entrada hasta la temperatura del pinch y las corrientes frías son calentadas desde la temperatura pinch hasta su temperatura final. Por encima del punto de división (pinch) se debe cumplir que:

$$(mCp)_{CC} \leq (mCp)_{CF}$$

donde:

los subíndices CC y CF se refieren respectivamente a la corriente caliente y a la corriente fría.

El número de corrientes esta acorde con un diseño que tenga la cantidad mínima de servicios, para que esto suceda se debe cumplir que:

$$NCC \leq NCF$$

donde:

NCC = Número de corrientes calientes

NCF = Número de corrientes frías

#### Abajo del punto de pinch (región fría del sistema)

Las corrientes calientes son enfriadas desde la temperatura de pinch hasta la temperatura final; y las corrientes frías son calentadas desde su temperatura inicial hasta la temperatura de pinch.

En esta región se debe cumplir que:

$$(mCp)_{CC} \geq (mCp)_{CF}$$

Para evitar calentamiento, cada corriente debe llegar a la temperatura de pinch por medio de intercambio térmico. Como consecuencia de lo anterior se debe de cumplir que:

$$NCC \geq NCF$$

Estos criterios se resumen en la tabla 1. 1.

Tabla 1. 1. Criterios de factibilidad de las corrientes del proceso

ARRIBA DEL PINCH (lado izquierdo)	ABAJO DEL PINCH (lado derecho)
$NCC \leq NCF$	$NCC \geq NCF$
$(mCp)_{CC} \leq (mCp)_{CF}$	$(mCp)_{CC} \geq (mCp)_{CF}$

donde:

NCC = número de corrientes calientes

NCF = número de corrientes frías

CC = corrientes calientes

CF = corrientes frías

A partir de esta clasificación se obtienen los siguientes criterios de optimización:

- No transferir calor a través del pinch
- Usar sólo servicios de enfriamiento arriba del pinch
- Usar sólo servicios de calentamiento abajo del pinch

### 1. 2. 5. División de corrientes en la Metodología Pinch

Las desigualdades antes mencionadas no siempre se cumplen; para que lo hagan hay que forzar al sistema llevando a cabo una subdivisión de las corrientes originales. Una forma sistemática de dividir corrientes, ya sea en la parte fría o en la parte caliente del sistema, es apegarse al diagrama de flujo de la fig. 1. 2.

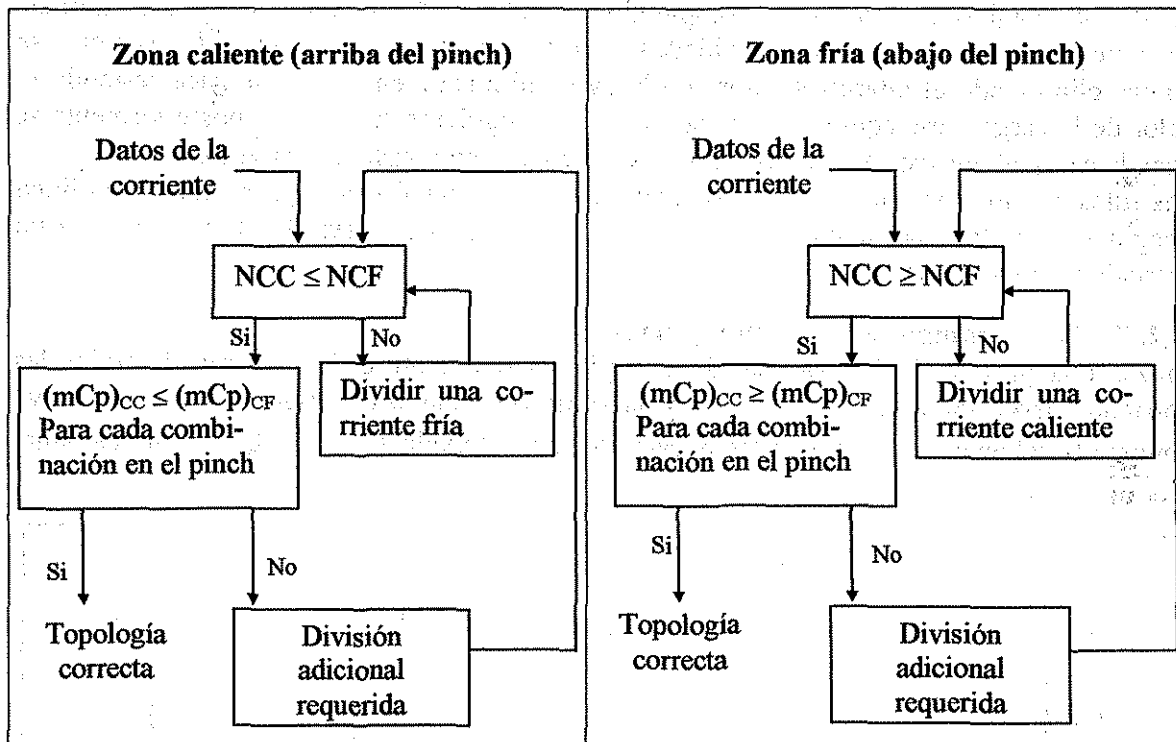


Fig. 1. 2. Esquema sistemático de la división de corrientes arriba y abajo del Pinch

### 1. 2. 6. Número Mínimo de Unidades (MNU)

Es conveniente conocer el mínimo número de unidades (MNU) que se puede tener, para ello se emplea la relación:

$$\text{MNU} = \text{NCC} + \text{NCF} + \text{SE} + \text{SC} - 1 \quad (13)$$

donde:

MNU = Número mínimo de unidades (intercambiadores de calor)

SE = Número de servicios de enfriamiento

SC = Número de servicios de calentamiento

Si el Número de Unidades Actual (NUA) es mayor que el MNU de la red, significa que hay un excedente de unidades, por lo que existen ciclos en la red; por cada unidad que hay de más en la red con respecto al número mínimo de unidades (MNU), hay por lo menos un ciclo.

### Ciclos y Rutas

Para obtener el número mínimo de unidades se hace uso de las rutas y los ciclos. Se identifica en la red los ciclos y rutas existentes para que al romper los primeros se disminuya el número de equipos, con las rutas se hace una mejor distribución de las cargas de calor de los intercambiadores y los equipos que trabajan con servicios de calentamiento y enfriamiento; con estas dos herramientas se pueden eliminar los intercambiadores sobrantes y llegar al número mínimo de equipos requerido en la red.

Los ciclos se forman al tener conexión repetida entre corrientes. Es un conjunto de intercambiadores de calor que al trazar una línea imaginaria que los une, inicia y termina en el mismo equipo. Para obtener el número mínimo de unidades se identifican los ciclos en la red de intercambio, de esta forma, rompiendo los ciclos se disminuye el número de equipos, hasta llegar al número mínimo de unidades requeridas en la red. La ruptura de los ciclos se realiza eliminando el intercambiador con la carga térmica menor, esto se hace restando el valor de la carga a ese equipo y sumando al equipo siguiente en el ciclo, posteriormente se resta la carga al que está a continuación y así sucesivamente hasta cerrar el ciclo.

Las rutas son un conjunto de equipos (enfriadores y calentadores) que, al trazar una línea imaginaria que los une, inicia en un servicio y termina en otro (va de un calentador a un enfriador, o viceversa).

### 1. 2. 7. Curvas compuestas calientes y frías

Trazar una gráfica de los valores de entalpía vs temperatura de la suma de todas las corrientes frías (curva compuesta fría) y la suma de todas las corrientes calientes (curva compuesta caliente), es decir, se traza el calor de cada intervalo  $Q_i^{\text{caliente}}$  y  $Q_i^{\text{frío}}$  vs temperatura (ver fig. 1. 3).

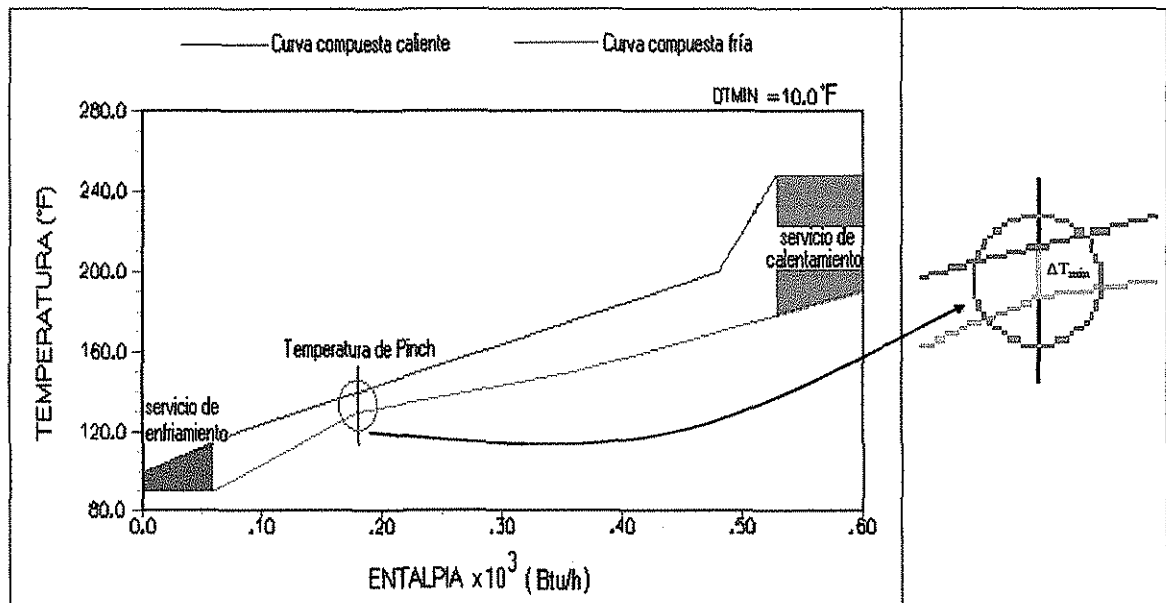


Fig. 1. 3. Diagrama de las curvas compuestas calientes y frías

Con las curvas compuestas también es posible determinar el mínimo requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento que las corrientes deben transferir con los servicios, desplazando horizontalmente a la curva compuesta fría (por debajo de la curva compuesta caliente) hasta alcanzar una diferencia de temperatura entre ambas, la cual corresponde al  $\Delta T_{\min}$  permisible.

El hecho de que la curva compuesta caliente este por encima de la fría significa que entre la energía disponible en las corrientes calientes y la requerida en las frías existe un potencial térmico, y por tanto, es posible el intercambio de calor entre ellas.

Las partes no "conectables" de cada una de las curvas representan el calentamiento y el enfriamiento mínimos requeridos.

Las curvas compuestas proporcionan la mejor combinación entre corrientes frías y calientes, otra ventaja de la construcción de estas curvas es el poder determinar a que  $\Delta T_{\min}$  se debe trabajar, ya que de esta forma se facilita el cálculo de éste.

### **Cascada de calor**

La cascada de calor es otra forma de representar el fenómeno del pinch, ésta es la representación usada originalmente por Linhoff. Una cantidad de calor ( $Q_{in}$ ) es suministrada al sistema por los servicios auxiliares y fluye hacia abajo por una escalera de temperatura a través del proceso; el calor suministrado al nivel más alto del proceso satisface los requerimientos de ese nivel. El calor restante fluye al nivel siguiente y así sucesivamente. Al llegar al pinch: todo el calor disponible ha sido consumido y el flujo a través del pinch es nulo. Por debajo del pinch la situación es similar, aunque ahora el calor disponible se acumula. Por lo tanto el calor disponible inmediatamente después del pinch se suma al calor disponible en el nivel inferior siguiente, y así sucesivamente. Por lo tanto, debajo del pinch el proceso se convierte en una fuente de calor.

Si se suministra calor adicional  $Q$ , para poder cumplir con el balance de energía, esta cantidad  $Q$  debe de fluir hacia abajo por toda la cascada y a través del pinch, y por consiguiente se convertirá inmediatamente en calor de desecho.

### 1. 2. 8. La Gran curva compuesta (GCC)

La GCC es una gráfica de los intervalos de temperatura contra los valores de los flujos de calor obtenidos del diagrama de cascada para encontrar el mínimo consumo de servicios. La forma de la GCC no sólo depende de las corrientes de proceso sino también del  $\Delta T_{\min}$ .

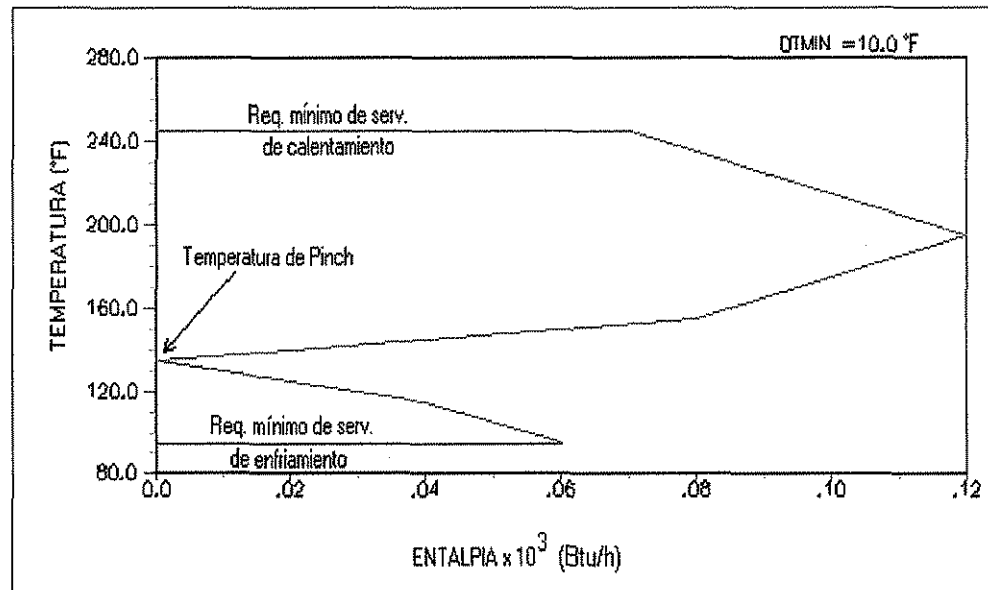


Fig. 1. 4. Diagrama de la gran curva compuesta

La fig. 1. 4, muestra los requerimientos de calentamiento y enfriamiento una vez realizado el intercambio entre corrientes del proceso. Estos requerimientos son satisfechos por los servicios de calentamiento y enfriamiento. El punto donde la GCC toca al eje de las temperaturas (flujo de calor igual a cero) corresponde a la localización del pinch.

La ventaja primordial de la GCC es que permite conocer las partes del proceso que deben ser integradas con los servicios auxiliares (vapor de alta, media y baja, gas combustible, agua de enfriamiento, refrigerantes, etc). La GCC puede ayudar a aprovechar en forma más eficiente los servicios presentes, la integración con plantas vecinas, la aplicación de otros sistemas tales como bombas de calor, la integración de columnas de destilación como parte de los servicios.

## CAPÍTULO 2

### CASO DE ESTUDIO: EL PROCESO CRIOGÉNICO

---

En este capítulo se dará una breve descripción del proceso criogénico que fue analizado en este trabajo. Es importante señalar que la planta con la que se trabajó se encuentra en operación actualmente.

En la primera parte, se explica brevemente el procesamiento del gas natural, se describen las operaciones básicas del proceso criogénico, se dan las especificaciones de la planta que se tomo como caso de estudio, las características de la alimentación y de las corrientes de salida, se muestran éstas corrientes en un diagrama de proceso.

En la segunda parte, se especifican las características de la simulación generada en el simulador de procesos ASPEN PLUS, así como las condiciones de operación de los equipos (se muestran en forma tabulada). Para garantizar que dichos resultados sean congruentes se efectuó una validación de los resultados obtenidos de la simulación de la planta criogénica contra los datos de operación y de diseño facilitados por el centro de trabajo.

En la tercera parte, se especifican los servicios auxiliares empleados en el proceso, así como sus condiciones termodinámicas y su ubicación dentro de un diagrama del proceso.





## 2. 1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO CRIOGÉNICO

### 2. 1. 1. Procesamiento del gas natural

Se extrae el gas acompañado de crudo de los yacimientos de petróleo (gas asociado a la producción del crudo), una vez separado de los demás hidrocarburos, se conoce como gas amargo húmedo, pasa a la estación de compresión para continuar con el tratamiento de purificación (endulzamiento) por medio del cual se extrae el ácido sulfhídrico, el gas resultante se alimenta a la planta criogénica para obtener gas residual (gas dulce y seco) compuesto principalmente de metano (90% mol, aproximadamente), etano y trazas de pesados, así como otra corriente de compuestos licuables rica en etano (+). En la fig. 2. 1, se muestra el esquema del procesamiento del gas natural.

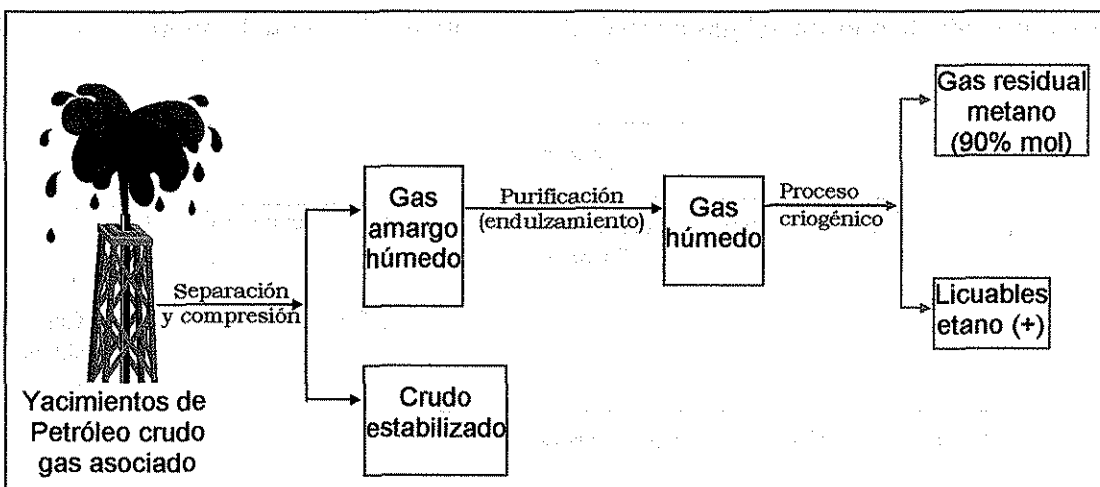


Fig. 2. 1. Esquema del procesamiento del gas natural

### 2. 1. 2. Operaciones básicas del proceso criogénico

El proceso criogénico consiste en la separación del metano (gas residual) y compuestos licuables, es decir, etano (+), de una corriente de gas natural, la cual está compuesta básicamente por metano, etano y propano; a través de una serie de operaciones, las cuales se describen a continuación, mismas que se pueden observar en la fig. 2. 2.

#### a) Deshidratación de gas de carga

Tiene como objetivo la condensación de vapor de agua contenida en el gas natural, debido a que el proceso cuenta con unidades de turboexpansión, las cuales tienen un requerimiento muy estricto en lo referente al contenido de agua en el gas de carga. La deshidratación se lleva a cabo por adsorción empleando un deshidratador de lecho fijo de malla molecular.

#### b) Enfriamiento (licuefacción) de gas de carga

Se lleva a cabo en el tren de enfriamiento así como en el sistema de turboexpansión.

##### b.1) Tren de enfriamiento

Consiste en una serie de intercambiadores de calor, aprovechando las corrientes frías generadas durante el proceso, gas residual, líquido frío y refrigerante auxiliar (propano).

El objetivo del tren de enfriamiento, es obtener la temperatura de la corriente alimentada necesaria para recuperar etano e hidrocarburos más pesados en la torre desmetanizadora.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

b.2) Turboexpansiones de corrientes gaseosas y expansión en válvulas de corrientes líquidas.

Los turboexpansores recuperan energía de las corrientes de proceso.

Tanto las válvulas de expansión como las máquinas turboexpansoras tienen la función de reducir la presión de la corriente; como consecuencia se logra además el abatimiento en la temperatura, adicional al obtenido en el tren de enfriamiento.

c) Fraccionamiento de las corrientes de proceso

Se lleva a cabo en la torre desmetanizadora la cual separa el metano (gas residual) del resto de los hidrocarburos (licuables) que componen la alimentación.

d) Recompresión de gas residual

Existe una caída de presión del gas a través de la planta por lo que se le reintegra su presión (recompresión de gas residual) y esta operación se lleva a cabo en compresores.

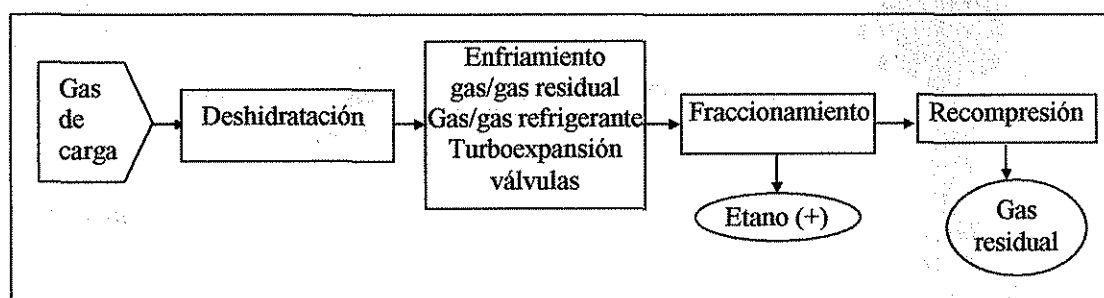


Fig. 2. 2. Esquema simplificado del proceso criogénico

### 2. 1. 3. Planta criogénica tomada como caso de estudio

La planta criogénica tiene una capacidad para procesar 62850 lbmol/h (581.557 MMPCSD) de gas natural a 109.4°F y 939 psia, para la producción de licuables (etano e hidrocarburos más pesados) así como gas residual (metano).

En la tabla 2. 1, se muestra la composición del gas natural de alimentación (corriente 1).

Tabla 2. 1. Composición molar de la corriente de alimentación de la planta criogénica (corriente 1)

Componente	Fracción mol (Y <sub>i</sub> )
CO <sub>2</sub>	0.0003
metano	0.7430
etano	0.1310
propano	0.0660
<i>i</i> - butano	0.0090
<i>n</i> - butano	0.0210
<i>i</i> - pentano	0.0050
<i>n</i> - pentano	0.0060
agua	0.0010
pseudocomponente	0.0040
nitrógeno	0.0140

RECIBIDO  
UNIVERSIDAD DE ALABAMA

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

El proceso (ver fig. 2.3.) inicia en el preenfriador de gas de carga (AE-120) con el enfriamiento del gas alimentado de 109°F a 90°F, para continuar en el separador de gas de carga (FA-101) a 104°F y 914 psia, separando en dos fases el gas alimentado. La fase líquida es enviada a la planta endulzadora de condensados.

### **Deshidratación**

La fase vapor proveniente del separador FA-101 es transferido al separador (DA-102), este equipo es un deshidratador, donde todo el contenido de agua que pudiese tener la corriente alimentada, es eliminado por medio de la corriente agua. de donde se obtiene gas con un contenido de humedad menor a 1 ppm.

### **Primer tren de enfriamiento**

El gas proveniente del proceso de deshidratación se divide en dos corrientes. Una de estas corrientes pasa al primer enfriador carga/gas residual de alta presión (EA-101), para alcanzar la temperatura de 62°F y continuar al primer enfriador carga/refrigerante (EA-103) y finalmente al segundo enfriador carga/ gas residual de alta presión (EA-105) enfriándose de 26°F a 15°F. La segunda corriente que proviene de esta división entra al primer enfriador carga/gas residual de baja presión (EA-102), continúa al segundo enfriador carga/refrigerante (EA-104) enfriándose de 62°F a 27°F y finalmente al segundo enfriador carga/gas residual de baja presión (EA-106), para salir a 15°F.

Esto significa que ambas corrientes se enfrían intercambiando calor con corrientes generadas en el proceso (gas residual) y refrigerantes auxiliares (propano).

Una vez que ambas corrientes pasan por el primer tren de enfriamiento se mezclan para alimentarse al primer separador de gas deshidratado (FA-102), en donde se separan en dos fases a 15°F y 871 psia, el líquido generado se expande por medio de una válvula para separarse en el primer separador de gas de carga a torre desmetanizadora (FA-103) a -3°F y 526 psia, en dos fases, la fase líquida se expande en una válvula y fluye al plato 18 de la torre desmetanizadora.

### **Segundo tren de enfriamiento**

El vapor producido por FA-102 es dividido en dos corrientes. Una de estas corrientes entra al tercer enfriador carga/refrigerante (EA-107), continuando su proceso de enfriamiento en el tercer enfriador carga/gas residual de alta presión (EA-109) para disminuir su temperatura de -20°F a -34°F. La segunda corriente entra al cuarto enfriador carga/refrigerante (EA-108) y continúa al tercer enfriador carga/gas residual baja presión (EA-110) para pasar de -22°F a -39°F y continuar mezclándose con la corriente que proviene del intercambiador de calor EA-109.

Estas corrientes pasan a través del segundo tren de enfriamiento intercambiando calor con corrientes de proceso, así como de refrigerantes auxiliares.

### **Enfriamiento (Turboexpansiones)**

La corriente resultante del segundo tren de enfriamiento es sometida a una separación en el segundo separador de gas deshidratado (FA-104), a -38°F y 852 psia. La fase vapor pasa al primer expansor (GC-101) obteniéndose un vapor a -74°F y 526 psia. La fase líquida se expande por medio de una válvula para a continuación mezclarse con el vapor proveniente del expansor GC-101, la corriente resultante se separa en el segundo separador de gas de carga a torre desmetanizadora (FA-105), a -71°F y 526 psia en dos fases, la fase líquida se

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

expande en una válvula para ser enviada como alimentación al plato 8 de la torre desmetanizadora.

### **Tercer tren de enfriamiento**

La fase vapor proveniente de FA-105 se mezcla con la fase vapor del separador FA-103, la corriente resultante se divide en dos corrientes, una de éstas pasa al cuarto enfriador carga/gas residual de alta presión (EA-111), para salir a  $-93^{\circ}\text{F}$ . La otra corriente entra al cuarto enfriador carga/gas residual de baja presión (EA-112), para alcanzar la temperatura de  $-93^{\circ}\text{F}$ , al salir se mezclan ambas corrientes.

Por lo que ambas corrientes pasan por el tercer tren de enfriamiento, intercambiando calor con corrientes de proceso (gas residual).

### **Enfriamiento (Turboexpansiones)**

La corriente resultante del tercer tren de enfriamiento es separada en el tercer separador de gas de carga a torre desmetanizadora (FA-106) a  $-93^{\circ}\text{F}$  y 510 psia, la fase líquida es expandida por medio de una válvula para ser alimentada al plato 6 de la torre desmetanizadora. La fase vapor se conduce al segundo expansor (GC-102), la corriente resultante sea separada en el cuarto separador de gas de carga a torre desmetanizadora (FA-107) a  $-129^{\circ}\text{F}$  y 287 psia, en donde la fase líquida se conduce a la bomba de carga de torre desmetanizadora (GA-101) para posteriormente conducirla a la válvula de expansión y de ahí al plato 1 de la torre desmetanizadora.

### **Fraccionamiento**

Se lleva a cabo en la torre desmetanizadora (DA-101), esta conformada por 30 platos de separación, tiene cuatro platos de alimentación y un rehervidor, mismo que se encuentra constituido por dos intercambiadores de calor acoplados en paralelo. El intercambiador de calor EA-114, funciona con servicios auxiliares (vapor de baja) y el intercambiador EA-113, funciona con una corriente de proceso. El producto del domo lo constituye el gas residual (rico en metano) y se obtiene a  $-110^{\circ}\text{F}$  y 360 psia. El producto de fondos (rico en hidrocarburos licuables) se encuentra a  $97^{\circ}\text{F}$  y 363 psia, éste se envía a la bomba de fondos de torre desmetanizadora (GA-102) para posteriormente pasar a una válvula de expansión y así llevar los líquidos recuperados fuera del proceso.

La función principal de esta torre es separar el metano (gas residual) del resto de los hidrocarburos (licuables) que componen la alimentación. Esta torre carece de reflujo, sin embargo con el fin de aumentar la recuperación de metano se emplea el líquido proveniente de una turbina (GC-102) como si se tratara de un reflujo, ya que dicho líquido tiene una temperatura de  $-128^{\circ}\text{F}$ , la cual es inferior a la esperada en el domo de la torre, con esto se evita aumentos bruscos de temperatura al momento de que entran en contacto las corrientes y por consiguiente se evita que la mezcla completa pase a la fase vapor (no logrando la separación del metano que se requiere).

### **Recompresión**

La fase vapor proveniente del separador FA-107 es conducida al intercambiador de calor EA-112, para continuar al intercambiador de calor EA-110, pasando de  $-82^{\circ}\text{F}$  a  $-36^{\circ}\text{F}$ , y de ahí a los intercambiadores de calor EA-106 en donde alcanza la temperatura de  $-2^{\circ}\text{F}$  y al EA-102, para salir a  $87^{\circ}\text{F}$  y 223 psia, finalmente, la corriente se divide, una de las corrientes resultantes de ésta división pasa a una válvula de expansión y en seguida al

primer compresor de gas residual (GB-101), para continuar al segundo compresor de gas residual (GB-102) del cual se obtiene una corriente a 155°F y 315 psia. En tanto la otra corriente sale del proceso a deshidratadores.

El gas residual de la torre desmetanizadora, pasa por el tercer tren de enfriamiento (intercambiando calor con el gas de carga) al intercambiador de calor EA-111 de ahí al segundo tren de enfriamiento, al intercambiador de calor EA-109 en el cual pasa de -78°F a -38°F y enseguida al primer tren de enfriamiento a los intercambiadores de calor EA-105 alcanzando la temperatura de -4°F, y al EA-101 obteniéndose una corriente a 100°F y 312 psia, a continuación la corriente se mezcla con el gas residual proveniente del compresor GB-102 para continuar con su proceso de recompresión en el compresor de gas residual de alta presión (GB103-A) obteniéndose una corriente a 250°F y 567 psia, seguido de un enfriamiento en el interenfriador compresor de gas residual de alta presión (AE-116) para ser alimentado al tanque de succión de segunda etapa de compresor de gas residual (FA-110) a 123°F. La fase vapor se conduce al compresor (GB103-B) obteniéndose una corriente a 235°F y 1030 psia y enseguida se enfría en el rehervidor de torre desmetanizadora (EA-113) a 120°F y de ahí pasa al enfriador de gas residual de alta presión (AE-115) para salir del proceso como gas residual de alta presión a 110°F y 1010 psia.

RECIBO DE ALICIA

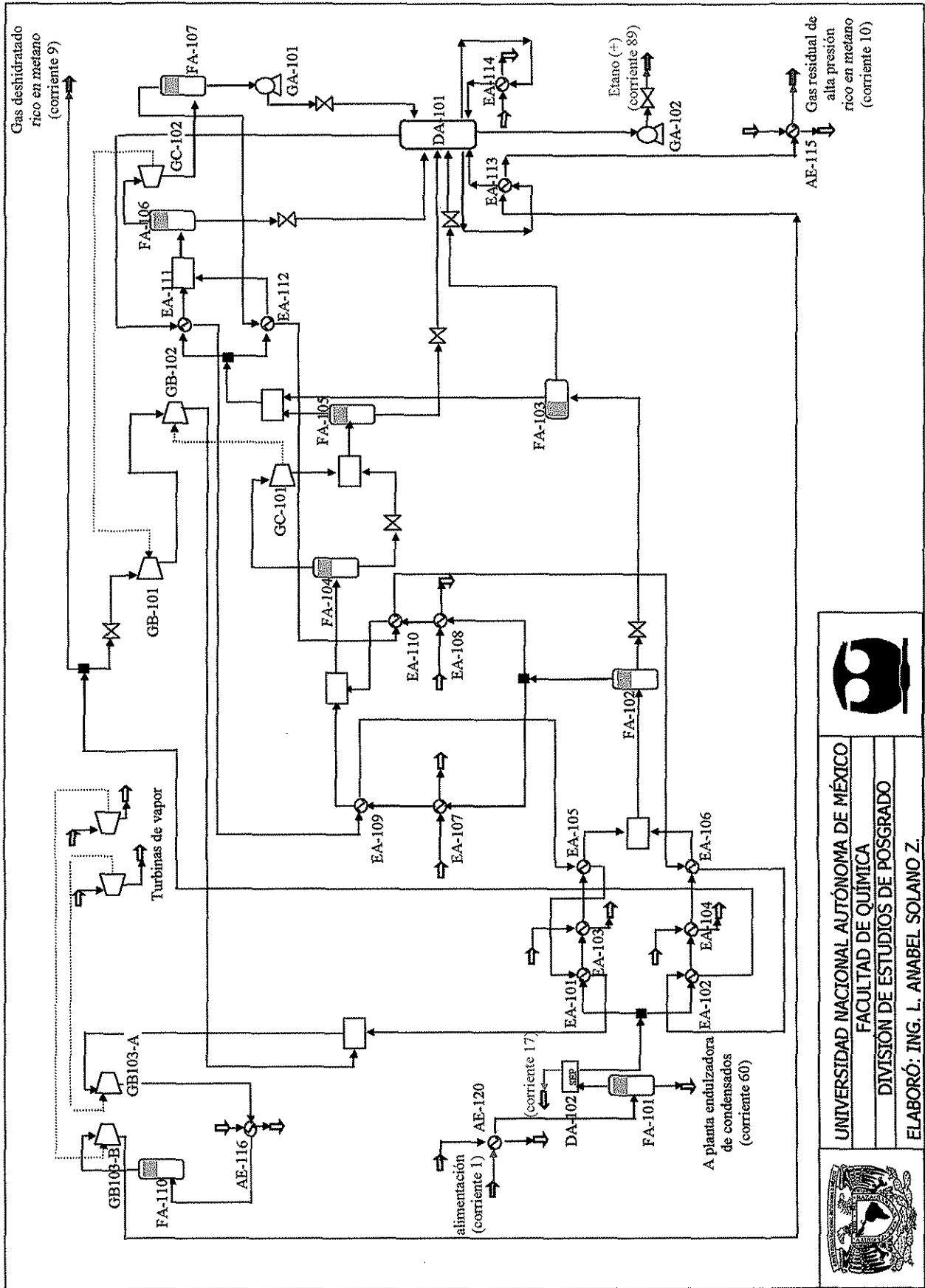


Fig. 2. 3. Diagrama de flujo del proceso criogénico en operación

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Los productos del proceso son las siguientes corrientes (ver tabla 2. 2):

- Gas a deshidratadores, rico en metano (corriente 9)
- Gas residual de alta presión, rico en metano (corriente 10)
- Etano e hidrocarburos más pesados (corriente 89)

Tabla 2. 2. Caracterización de las corrientes obtenidas durante el proceso criogénico

Componente	corriente 9	corriente 10	corriente 89
	Fracción mol ( $Y_i$ )	Fracción mol ( $Y_i$ )	Fracción mol ( $X_i$ )
CO <sub>2</sub>	$2.271 \times 10^{-4}$	$2.455 \times 10^{-4}$	$5.128 \times 10^{-4}$
metano	$9.413 \times 10^{-1}$	$9.410 \times 10^{-1}$	$5.239 \times 10^{-3}$
etano	$3.639 \times 10^{-2}$	$4.044 \times 10^{-2}$	$4.730 \times 10^{-1}$
propano	$6.889 \times 10^{-4}$	$8.129 \times 10^{-4}$	$3.110 \times 10^{-1}$
<i>i</i> – butano	$3.054 \times 10^{-6}$	$3.823 \times 10^{-6}$	$4.423 \times 10^{-2}$
<i>n</i> – butano	$2.006 \times 10^{-6}$	$2.584 \times 10^{-6}$	$9.752 \times 10^{-2}$
<i>i</i> – pentano	$7.600 \times 10^{-9}$	$1.069 \times 10^{-8}$	$2.379 \times 10^{-2}$
<i>n</i> – pentano	$5.440 \times 10^{-9}$	$7.713 \times 10^{-9}$	$2.807 \times 10^{-2}$
pseudocomponente	$1.471 \times 10^{-9}$	$2.040 \times 10^{-9}$	$1.665 \times 10^{-2}$
nitrógeno	$2.136 \times 10^{-2}$	$1.750 \times 10^{-2}$	$5.604 \times 10^{-13}$
Temperatura (°F)	89.324	108.000	94.449
Presión (psia)	223.300	1010.000	363.100
Flujo (lbmol/h)	4862.000	44706.96	13211.95
Flujo (MMPCSD) <sup>1</sup>	44.988	413.677	---
Flujo (ton/día)	---	---	5960.376

Cabe mencionar que también se obtiene la corriente 17, cuya composición es agua (69.142 lbmol/h) sin embargo, por carecer de importancia no se incluyó en la tabla anterior.

<sup>1</sup> Para calcular los pies cúbicos estándar por día (PCSD), se tomó como condiciones estándar 1 kg/cm<sup>2</sup> y 20°C

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



## 2. 2. SIMULACIÓN DEL PROCESO

### 2. 2. 1. Especificaciones de la simulación

La simulación del proceso se llevo a cabo en el simulador ASPEN PLUS ver. 9.3<sup>(22)</sup>.

Para el cálculo de propiedades termodinámicas de todas las corrientes del proceso criogénico, se empleó la ecuación de estado Peng Robinson – Boston Matias<sup>(21)</sup>.

La tolerancia para la convergencia global del proceso es de  $1 \times 10^{-4}$ .

Un pseudocomponente interviene en el proceso, éste se caracterizó empleando la opción de API-Meth, el cual estima las propiedades de los parámetros de los pseudocomponentes. Las propiedades especificadas del pseudocomponente se muestran en la tabla 2. 3.

Tabla 2. 3. Propiedades del pseudocomponente

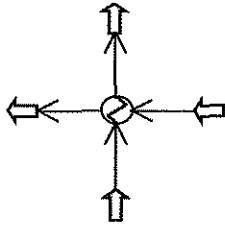
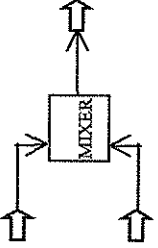
Característica	Especificación
Punto normal de ebullición	147°F
Densidad del líquido	40.58 lb/ft <sup>3</sup>
Peso molecular	85.54 mol <sup>-1</sup>
Factor acéntrico	0.130
Presión crítica	297.25 psia
Temperatura crítica	440.30°F
Volumen crítico	8.9934 ft <sup>3</sup> /lbmol

En la tabla 2. 4, se muestran los modelos de simulación de los equipos del proceso criogénico, usados en el simulador de procesos ASPEN PLUS, así como sus características y algunas observaciones importantes.

Las condiciones de operación y los resultados de la simulación del proceso, se muestran en el apéndice III.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tabla 2. 4. Modelos de simulación de los equipos del proceso criogénico

Nombre	Módulo de ASPEN PLUS	Características	Equipo	Observaciones
Intercambiador de calor	HEATEX 	Intercambiador de calor de dos corrientes. Analiza el intercambio de calor entre dos corrientes en una o dos fases. Intercambiador de calor de tubos y coraza	Servicios auxiliares AE-115 AE-116 AE-120 EA-103 EA-104 EA-107 EA-108 EA-114 Corrientes de proceso EA-101 EA-102 EA-105 EA-106 EA-109 EA-110 EA-111 EA-112 EA-113	Se hace uso de servicios auxiliares para el enfriamiento de propano y agua de enfriamiento. Todos los intercambiadores de calor son a contracorriente. Existe un intercambiador (EA-114) el cual emplea vapor de baja para su funcionamiento, dado a que es el que hace las veces de reboiler para la torre desmetanizadora DA-101.  Aprovechan las corrientes frías generadas durante el proceso (gas residual). Todos los intercambiadores de calor son a contracorriente.
Mezcladores	MIXER 	Mezclador de corrientes. Combina múltiples corrientes en una sola. También es usado para combinar corrientes de trabajo y calor.	M1 M2 M3 M4 M5 M6	Se especifico la presión y temperatura estimada de salida

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

UNIVERSIDAD NACIONAL  
DE INGENIERÍA  
2012-2013

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tabla 2. 4. Modelos de simulación de los equipos del proceso criogénico (cont.)

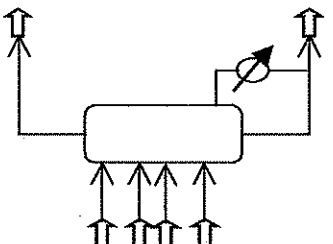
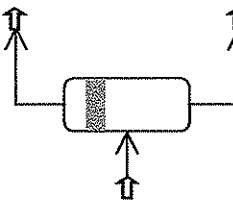
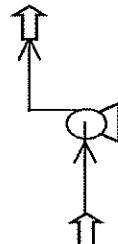
Nombre	Módulo de ASPEN PLUS	Características	Equipo	Observaciones
Torre desmetanizadora		<p>Modelo riguroso para simular todo tipo de separación multietapa líquido-vapor de dos o tres fases. Tiene incluido el condensador y rehevador como parte integral del modelo.</p>	DA-101	<p>Para la convención de alimentación se especificó la opción de "on stage", es decir, cada una de las fases de la alimentación se introduce a la etapa designada. La eficiencia de los platos se consideró del 100%. Se especificó sin condensador y sin rehevador. La última etapa de esta torre, tiene acoplados dos intercambiadores de calor en paralelo, uno aprovecha el calor de gas residual como medio de calentamiento del rehevador y el otro que emplea vapor de baja presión (servicio auxiliar). Esta parte de la torre, se simuló extrayendo una parte del líquido que baja del plato 29, se bifurca para hacerla pasar por los intercambiadores de calor correspondientes y posteriormente retomarlas al plato 30.</p>
Tanques de separación		<p>Flash de dos salidas. Determina las condiciones térmicas y las fases de la corriente alimentada. Separación de fases en una sola etapa.</p>	FA-101 FA-102 FA-103 FA-104 FA-105 FA-106 FA-107 FA-110	<p>Todas los tanques de separación se consideraron como flash adiabáticos. Se especificó la carga térmica (<math>Q = 0</math>) y la presión de equilibrio en todos los casos.</p>
Bombas		<p>Bomba o turbina hidráulica. Cambia la presión de la corriente cuando es necesario conocer la potencia.</p>	GA-101 GA-102	<p>La eficiencia mecánica de las bombas es la siguiente: GA-101 0.634 GA-102 0.827</p>


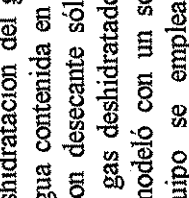
Tabla 2. 4. Modelos de simulación de los equipos del proceso criogénico (cont.)

Nombre	Módulo de ASPEN PLUS	Características	Equipo	Observaciones
Compresores o Turbinas (expansores)	COMPR	Compresor o turbina. Compresor politrópico o isentrópico, o turbina o expansor isentrópico. Cambia la presión de la corriente cuando se requiere conocer la potencia o viceversa. Aumento de la presión de la fase gaseosa.	Compresores GB-101 GB-102 GB103-A GB103-B	En el diseño original se tiene un compresor de doble paso (GB-103) accionado por una turbina de vapor, éste se modeló con dos compresores de las mismas características que las indicadas en el diseño original para dicho equipo, acoplando a cada uno de ellos su correspondiente turbina de vapor. Los compresores así como las turbinas se especificaron como isentrópicos. Eficiencia adiabática <sup>2</sup> de los compresores: GB-101 0.85 GB-102 0.86 GB103-A 0.62 GB103-B 0.89
	Turbina		Turbinas GC-101 GC-102 GC103-A GC103-B	Eficiencia adiabática de las turbinas (expansores): GC-101 0.80 GC-102 0.80 GC103-A 0.72 GC103-B 0.72
Válvulas	VALVE	Válvula. Determina la caída de presión o el coeficiente de la válvula (CV). Calcula las condiciones de una corriente después de una caída de presión para una, dos o tres fases. El modelo asume que el proceso es adiabático.	LV1 LV2 LV3 LV4 LV5 LV6 LV7 LV8	La caída de presión de las válvulas es la siguiente: LV1 325.8 psia LV2 156.5 psia LV3 140.5 psia LV4 344.8 psia LV5 156.5 psia LV6 14.2 psia LV7 48.4 psia LV8 14.5 psia

<sup>2</sup> La eficiencia adiabática esta definida como:  $\eta = \frac{\Delta H}{(\Delta H)_{\text{isentrópico}}}$

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tabla 2. 4. Modelos de simulación de los equipos del proceso criogénico (cont.)

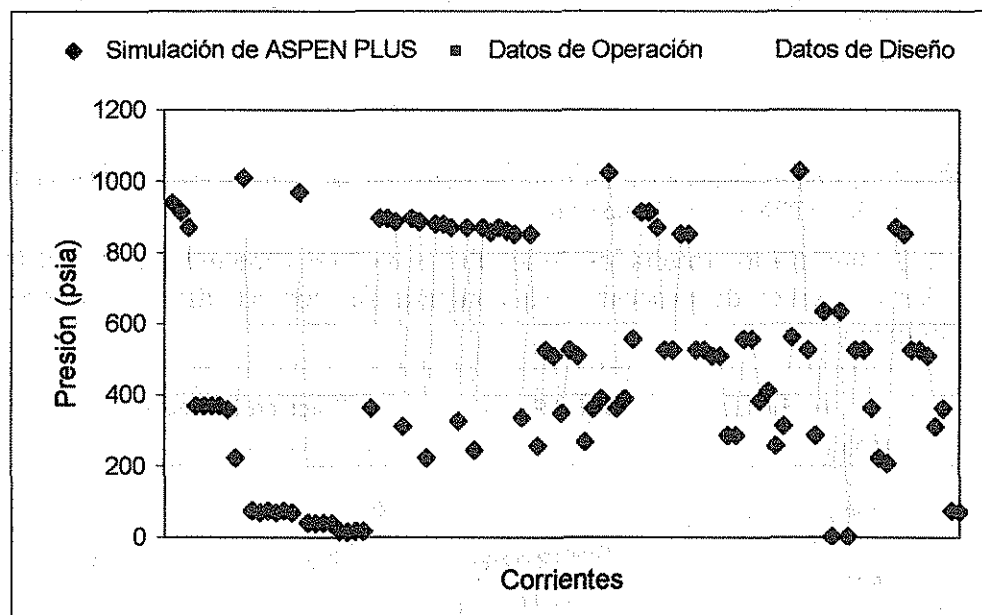
Nombre	Módulo de ASPEN PLUS	Características	Equipo	Observaciones
Divisor de corrientes	FSPLIT 	Divisor de corrientes. Divide flujos de corrientes, todas las corrientes de salida tienen la misma temperatura, presión y composición.	T1 T2 T3 T4 T5	Se especificó el flujo de alguna de las corrientes de salida
Separador	SEP 	Separador componentes en multi-salidas. Separa los componentes de la corriente de entrada en un número de corrientes de salida. Basado en que se conoce la división o flujo de cada componente	DA-102	En el diseño original del proceso criogénico, la parte que se refiere a la deshidratación del gas de carga (la condensación del vapor de agua contenida en el gas), tiene un deshidratador de lecho fijo con desecante sólido (malla molecular) seguido de un filtro de gas deshidratado (FD-101). En la simulación, esta parte se modeló con un sólo equipo, el separador (DA-102), este equipo se emplea cuando los detalles de la separación no se conocen, sin embargo, se conocen las corrientes resultantes, y para esta planta, en este paso, todo el contenido de agua que pudiese tener la corriente alimentada, es eliminado. Dado que no se tiene información de las mallas moleculares, este equipo no se consideró en el análisis de entropía. Por consiguiente se supuso que los resultados finales del análisis de todo el proceso criogénico, no se verían apreciablemente afectados por la falta de los equipos que intervienen en la deshidratación del gas.

### 2. 2. 2. Validación de la simulación

Una vez obtenidos los resultados de la simulación de la planta criogénica en el simulador ASPEN PLUS, se hizo la confrontación con los datos de operación y con los datos de diseño, tomando a la presión, temperatura y flujo molar de cada corriente del proceso como parámetros de comparación.

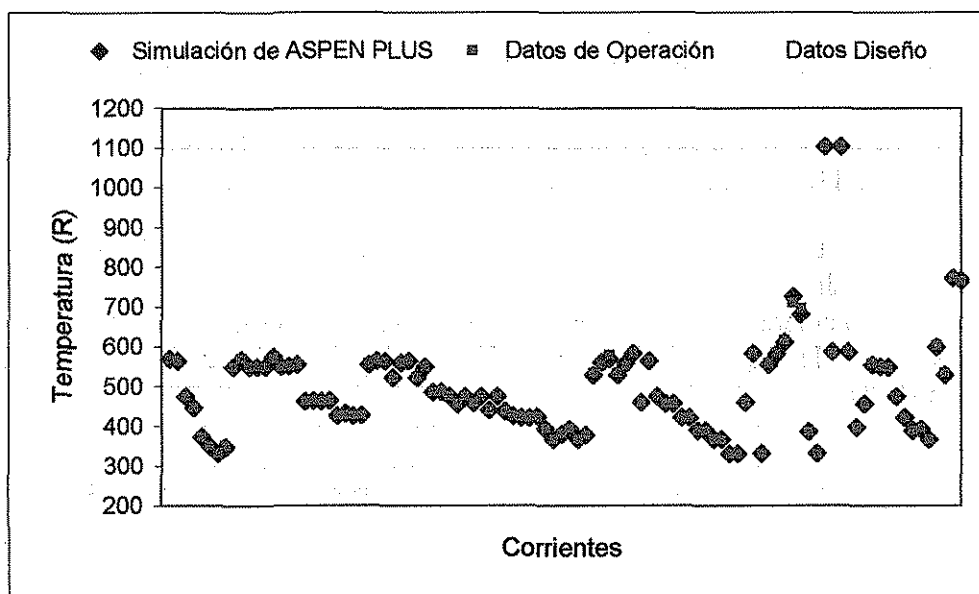
Encontrándose que el porcentaje de diferencia no sobrepasa del 5% en las corrientes. Con esto se tiene que todas las corrientes entran dentro del rango de error establecido.

La gráfica 2. 1, muestra los resultados de la presión (obtenidos en ASPEN PLUS) para todas las corrientes de proceso y su comparación con los datos de operación y de diseño del proceso criogénico.



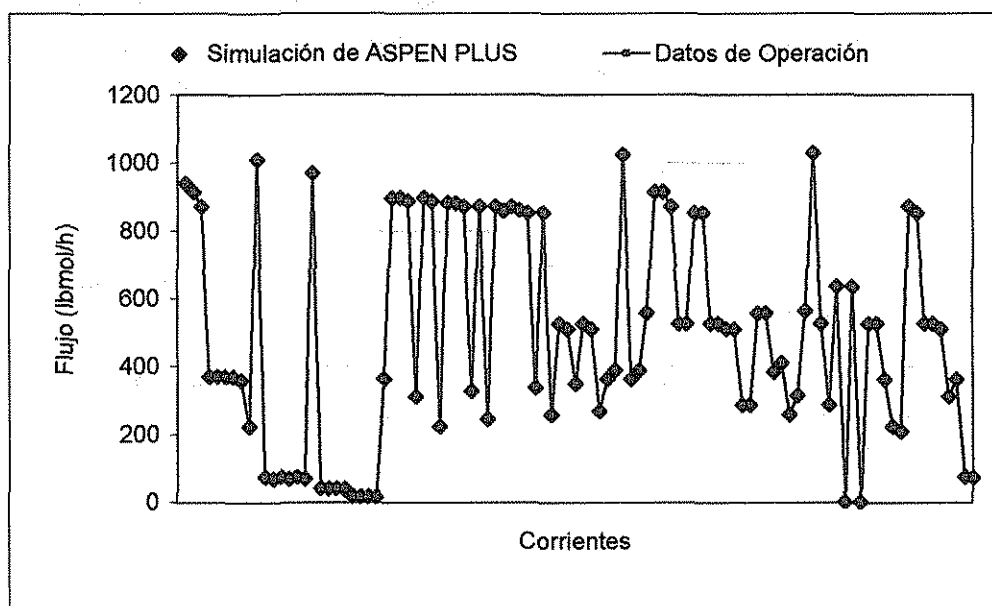
Gráfica 2. 1. Confrontación entre los datos de operación, de diseño y los obtenidos en la simulación de ASPEN PLUS (Presión)

La gráfica 2. 2, muestra los resultados de la temperatura (obtenidos en ASPEN PLUS) para todas las corrientes de proceso y su comparación con los datos de operación y de diseño del proceso criogénico.



Gráfica 2. 2. Confrontación entre los datos de operación, de diseño y los obtenidos en la simulación de ASPEN PLUS (Temperatura)

La gráfica 2. 3, muestra los resultados de los flujos molares (obtenidos en ASPEN PLUS) para todas las corrientes de proceso y su comparación con los datos de operación del proceso criogénico.



Gráfica 2. 3. Confrontación entre los datos de operación, de diseño y los obtenidos en la simulación de ASPEN PLUS (Flujo molar)

### 2. 2. 3. Análisis de resultados de la validación de la simulación

La confrontación de los resultados obtenidos entre la simulación de ASPEN PLUS con los datos de operación y con los datos de diseño, tienen características similares para todas las corrientes del proceso, es decir, se obtuvo un modelamiento matemático aceptable a través del empleo de los modelos contenidos en el simulador de procesos. Dichos resultados se muestran en el apéndice IV.

## **2. 3. SERVICIOS AUXILIARES**

### **2. 3. 1. Servicios auxiliares utilizados en el proceso criogénico**

Los servicios auxiliares son aquellas unidades e instalaciones que proporcionan agua, vapor, aire y energía eléctrica requeridas para la operación de las unidades de proceso. Los servicios auxiliares que requiere el proceso criogénico son:

- a) Agua de enfriamiento: Para remover la carga térmica de la alimentación, y los enfriadores de descarga de gas residual.
- b) Refrigerante auxiliar (propano): Para remover la carga térmica de los enfriadores de carga/ refrigerante
- c) Vapor de baja presión: Para suministrar la carga a los fondos de la columna desmetanizadora.
- d) Vapor de alta presión: Para proporcionar la fuerza motriz a las turbinas de vapor.
- e) Suministro de energía eléctrica: Para el funcionamiento de los motores de las bombas tanto de carga torre desmetanizadora como la de fondos de la torre desmetanizadora.

En la fig. 2. 4, se muestra el diagrama de proceso con los equipos que requieren servicios auxiliares, así como el tipo de servicio.



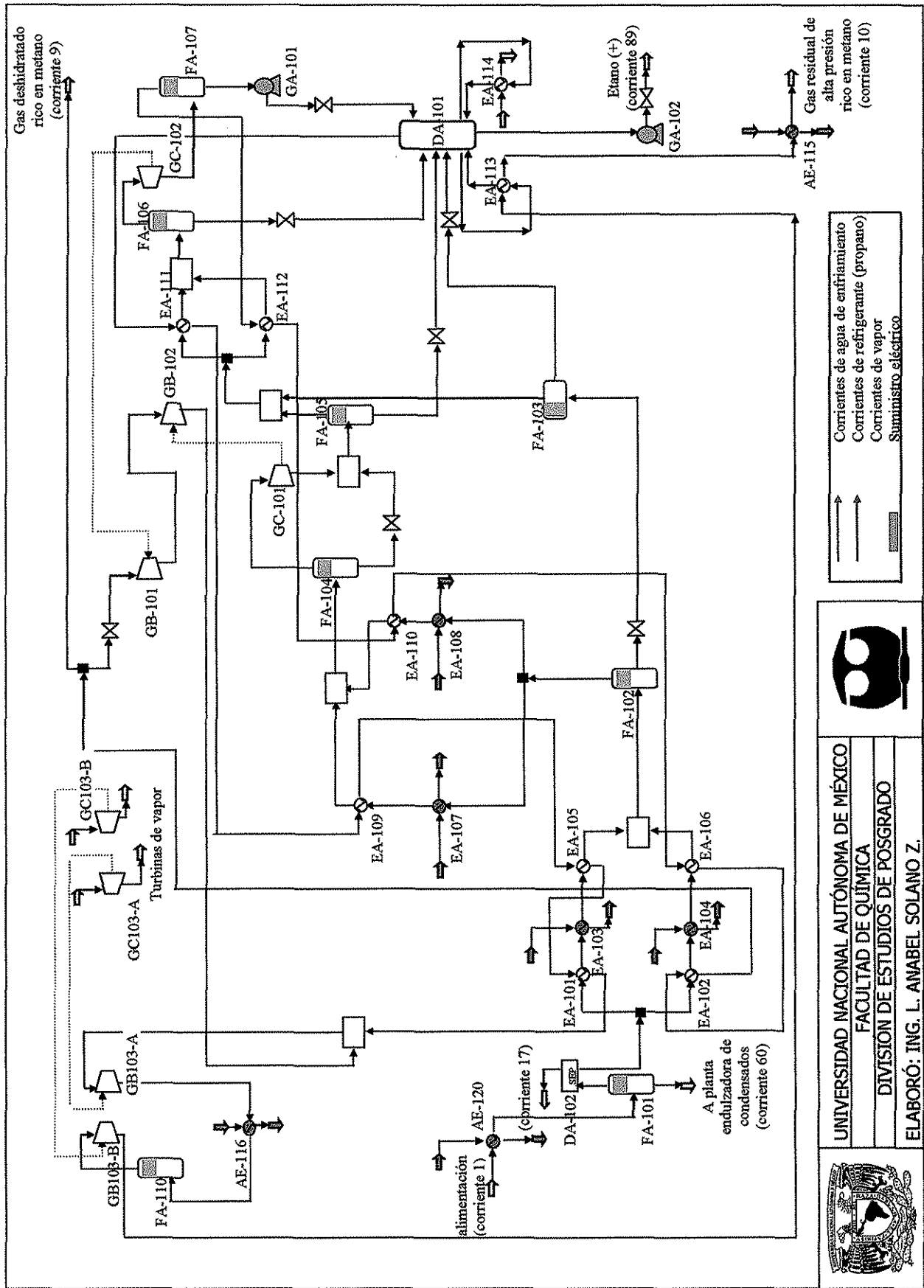


Fig. 2. 4. Diagrama de flujo del proceso criogénico mostrando los equipos que requieren servicios auxiliares



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE QUÍMICA  
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO



ELABORÓ: ING. L. ANABEL SOLANO Z.

### 2.3.2. Cargas térmicas y Potencias de los equipos

En las tablas 2. 5 y 2. 6, se especifican las cargas térmicas y potencias de los equipos del proceso criogénico.

Tabla 2. 5. Cargas térmicas de los equipos del proceso criogénico

Equipo	Q (Btu/h) $\times 10^{-6}$		
	Simulación de ASPEN PLUS	Diseño	Operación
Intercambiador de calor (servicios auxiliares)			
AE-115	0.129	0	0.1
AE-116	64.480	57.1	57.09
AE-120	3.296	4.15	3.0
EA-103	11.860	11.8	11.8
EA-104	36.330	36.5	36.3
EA-107	9.689	9.55	9.55
EA-108	30.740	30.7	30.7
EA-114	12.040	12.12	12.12

Tabla 2. 6. Potencia de los equipos del proceso criogénico

Equipo	W (HP)		
	Simulación de ASPEN PLUS	Diseño	Operación
Bombas			
GA-101	20.200	21.7	19.65
GA-102	82.847	82.60	78.6
Turbinas de vapor			
GC103-A	-20605.130	---	-20607.30
GC103-B	-14234.230	---	-13984.873

En la tabla 2.7, se muestran los costos de los servicios auxiliares, mismos que se emplearán para determinar el costo total del servicio correspondiente en capítulos posteriores.

Tabla 2. 7. Costo de los servicios auxiliares\*

Servicio	Costo (dls/lb) <sup>*</sup>
Agua de enfriamiento	$1.632 \times 10^{-5}$
Refrigerante (propano)	1.789
Vapor de agua (de baja)	$3.728 \times 10^{-3}$
Vapor de agua (de alta)	$4.972 \times 10^{-3}$

\* Las tarifas de los servicios auxiliares se obtuvieron del catalogo de precios de transferencia de productos intermedios en Pemex Gas y Petroquímica Básica para el año 2001.

\* El tipo de cambio empleado es de 9.50 pesos por dólar.

### 2. 3. 3. Propiedades termodinámicas de las corrientes de servicios

En la tabla 2. 8, se presentan las propiedades termodinámicas de los servicios auxiliares tanto de entrada a los equipos correspondientes como de salida.

Tabla 2. 8. Propiedades termodinámicas de las corrientes de servicios auxiliares (entrada y salida)

Servicio	Comente		Corrientes de Entrada						Corrientes de Salida								
	Entrada	Salida	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Flujo (lbmol/h)	Entalpia (Btu/lbmol)	Entropía (Btu/lbmol-R)	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Flujo (lbmol/h)	Entalpia (Btu/lbmol)	Entropía (Btu/lbmol-R)	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Flujo (lbmol/h)	Entalpia (Btu/lbmol)	Entropía (Btu/lbmol-R)
Agua de enfriamiento	11	12	89.60	74.81	130300.0	-123380.00	-39.57	89.67	69.13	130300.0	-123380.00	-39.57	89.67	69.13	130300.0	-123380.00	-39.57
Agua de enfriamiento	13	14	89.60	74.81	130300.0	-123380.00	-39.57	115.13	69.13	130300.0	-122890.00	-38.69	115.13	69.13	130300.0	-122890.00	-38.69
Agua de enfriamiento	15	16	89.60	74.81	130300.0	-123380.00	-39.57	90.92	69.13	130300.0	-123360.00	-39.52	90.92	69.13	130300.0	-123360.00	-39.52
Refrigerante (propano)	18	19	2.96	41.00	2656.00	-50934.41	-78.42	3.96	40.00	2656.00	-46467.72	-68.74	3.96	40.00	2656.00	-46467.72	-68.74
Refrigerante (propano)	20	21	2.96	41.00	8150.00	-50925.12	-78.40	3.96	40.00	8150.00	-46467.51	-68.73	3.96	40.00	8150.00	-46467.51	-68.73
Refrigerante (propano)	22	23	-34.00	18.30	1364.00	-54233.15	-85.38	-28.17	16.88	1364.00	-47129.95	-68.60	-28.17	16.88	1364.00	-47129.95	-68.60
Refrigerante (propano)	24	25	-34.00	18.32	4316.00	-54344.00	-85.64	-32.79	16.90	4316.00	-47222.56	-68.82	-32.79	16.90	4316.00	-47222.56	-68.82
Vapor de agua (de baja)	99	100	312.80	74.81	731.84	-102180.00	-10.98	305.89	71.97	731.84	-118630.00	-32.41	305.89	71.97	731.84	-118630.00	-32.41
Vapor de agua (de alta)	83	84	644.00	634.80	9554.00	-99909.63	-12.52	127.45	1.85	9554.00	-105400.00	-8.89	127.45	1.85	9554.00	-105400.00	-8.89
Vapor de agua (de alta)	85	86	644.00	634.80	6600.00	-99909.63	-12.52	127.45	1.85	6600.00	-105400.00	-8.89	127.45	1.85	6600.00	-105400.00	-8.89

Los datos obtenidos en las secciones de este capítulo servirán de base para los capítulos siguientes.

## CAPÍTULO 3

### TRABAJO PERDIDO

---

En este capítulo se presentan los resultados de la aplicación del análisis de segunda ley (trabajo perdido) a los equipos que constituyen el proceso criogénico que se tomó como caso de estudio, mismo que se encuentra operando en la actualidad, se analizan los resultados identificando los equipos que mayor trabajo perdido generan y se proponen algunas recomendaciones para mejorar el desempeño de ciertos equipos del proceso criogénico. De igual forma se propone realizar una serie de análisis a la torre desmetanizadora y a la red de intercambiadores de calor.

En la primera parte, se dan los resultados de la aplicación de los balances de materia, energía y entropía de los equipos del proceso criogénico, los resultados del trabajo perdido en forma tabulada y gráfica. Se establecen las bases para realizar una serie de análisis a la torre desmetanizadora y a la red de intercambio de calor. Se hacen recomendaciones para mejorar la eficiencia de las turbinas y compresores.

En la segunda parte, se analiza la torre desmetanizadora DA-101, debido a que es el equipo que mayor trabajo perdido presenta, se aplican los balances de materia, energía y entropía plato por plato al interior de ésta, así como un análisis del trabajo perdido para ubicar a los platos que generan mayor cantidad de irreversibilidades, así como las causas de éstas, analizando los perfiles de temperatura, presión y composición a fin de determinar que variable tiene mas influencia en la generación de entropía, finalizando con el análisis de los resultados.



### 3. 1. BALANCES DE MATERIA, ENERGÍA Y ENTROPÍA EN LOS EQUIPOS DEL PROCESO CRIOGÉNICO

#### 3. 1. 1. Trabajo perdido de los equipos del proceso criogénico

Una vez que se realizaron los balances de materia, energía y entropía en los equipos del proceso criogénico (ver apéndice III), se procedió a hacer el análisis del trabajo perdido de acuerdo a las expresiones desarrolladas en el apéndice I.

Los cálculos del trabajo perdido para cada equipo del proceso, se encuentran en las tablas 3. 1 y 3. 2.

En la tabla 3. 1, se muestran los resultados del análisis del trabajo perdido a los intercambiadores de calor que requieren servicios auxiliares tanto de enfriamiento como de calentamiento.

El último renglón de cada clase de equipo contiene la sumatoria total de trabajo perdido, el porcentaje que ocupa con respecto al total global producido por el proceso, así como su sumatoria si la contribución de cada equipo es menor del 2% con respecto al global.

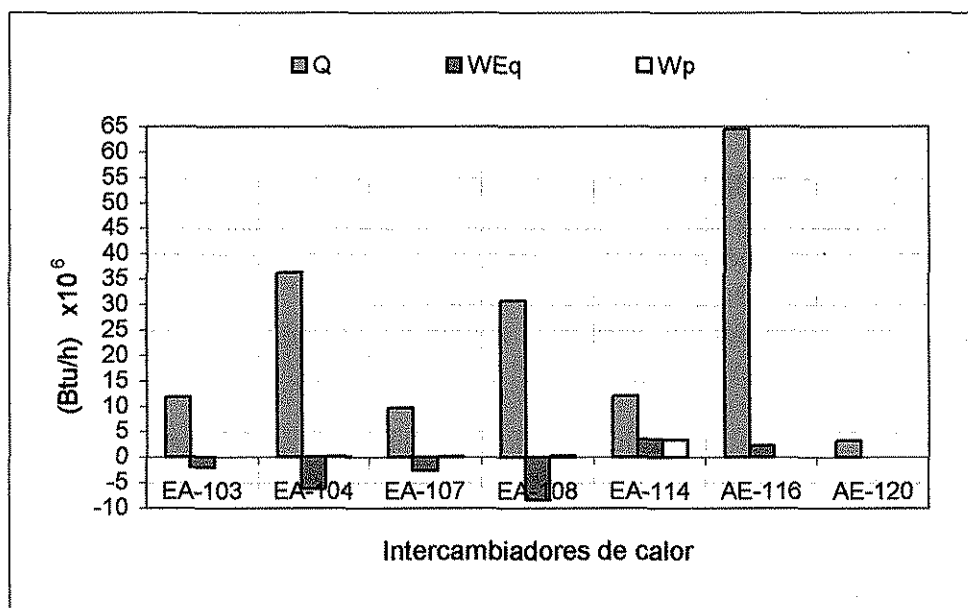
Tabla 3. 1. Trabajo equivalente de los equipos que requieren carga térmica del proceso criogénico

Equipo	Q (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$\theta$	$W_{Eq Min}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Eq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	(% $W_p$ ) <sub>Total</sub> de equipos	(% $W_p$ ) <sub>Total</sub> de equipos (menores del 2%)
Intercambiador de calor (servicios auxiliares)							
EA-103	11.860	-0.170	-2.082	-2.021	0.061	0.050	0.050
EA-104	36.330	-0.170	-6.375	-6.188	0.187	0.154	0.154
EA-107	9.689	-0.265	-2.726	-2.564	0.162	0.133	0.133
EA-108	30.740	-0.271	-8.645	-8.343	0.302	0.248	0.248
EA-114	12.040	0.295	0.091	3.552	3.461	2.849	---
AE-115	0.129	0.013	-0.045	0.002	0.047	0.038	0.038
AE-116	64.480	0.035	2.197	2.278	0.082	0.067	0.067
AE-120	3.296	0.014	-0.001	0.047	0.048	0.039	0.039
				Total	4.349	3.579	0.731

En la gráfica 3. 1, se muestra la diferencia que existe entre la carga térmica y su equivalencia en términos de trabajo mecánico (trabajo equivalente), observándose que una corriente que posee una carga térmica grande, no necesariamente tiene la capacidad de producir una gran cantidad de trabajo. Se excluyó al intercambiador de calor AE-115 dado que sus valores son tan pequeños que no son significativos para el análisis.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

RECIBO DE  
ENTREGA DEL ALUMNO



Gráfica 3. 1. Calidad de la energía en los equipos del proceso criogénico

En la tabla 3. 2, se muestran los resultados del análisis del trabajo perdido de los equipos del proceso criogénico. Al igual que en la tabla 3. 1, el último renglón de cada clase de equipo contiene la sumatoria total de trabajo perdido, el porcentaje que ocupa con respecto al total global producido por el proceso, así como su sumatoria si la contribución de cada equipo es menor del 2% con respecto al global.

En ésta tabla no se incluye a los tanques de separación (flash) ni a los divisores de corrientes debido a que son equipos que no intercambian calor, ni trabajo y son procesos que prácticamente no generan entropía.

Los equipos que aportaban menos del 1% del trabajo perdido en forma individual, se agruparon en uno sólo elemento, convirtiéndose en el segmento "otros equipos". Al final de la tabla se presenta el total global de todo el proceso.

Tabla 3. 2. Resultados de la aplicación del balance de entropía de los equipos del proceso criogénico

Equipo	$W_{EqMin}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Eq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$(\% W_p)_{Total \text{ de equipos}}$	$(\% W_p)_{Total \text{ de equipos}}$ (menores del 2%)
<b>Intercambiador de calor (corrientes de proceso)</b>					
EA-101	-1.344	0.000	1.344	1.106	1.106
EA-102	-6.661	0.000	6.661	5.482	---
EA-105	-0.799	0.000	0.799	0.658	0.658
EA-106	-3.499	0.000	3.498	2.879	---
EA-109	-0.878	0.000	0.878	0.722	0.722
EA-110	-3.351	0.000	3.351	2.758	---
EA-111	-0.636	0.000	0.636	0.524	0.524
EA-112	-5.278	0.000	5.278	4.343	---
EA-113	-6.555	0.000	6.555	5.394	---
		Total	29.000	23.866	3.010

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tabla 3. 2. Resultados de la aplicación del balance de entropía de los equipos del proceso criogénico (cont.)

Equipo	$W_{EqMin}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Eq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$(\% W_p)_{Total\ de\ equipos}$	$(\% W_p)_{Total\ de\ equipos}$ (menores del 2%)
<b>Torre desmetanizadora</b>					
DA-101	-17.910	3.552	21.470	17.666	---
<b>Bombas</b>					
GA-101	0.021	0.051	0.031	0.025	0.025
GA-102	0.175	0.211	0.036	0.030	0.030
		<b>Total</b>	<b>0.067</b>	<b>0.055</b>	<b>0.055</b>
<b>Compresores</b>					
GB-101	8.033	9.347	1.314	1.082	1.082
GB-102	7.657	8.748	1.091	0.898	0.898
GB103-A	37.090	52.430	15.340	12.627	---
GB103-B	33.020	36.220	3.195	2.629	---
		<b>Total</b>	<b>20.940</b>	<b>17.235</b>	<b>1.979</b>
<b>Expansores (Turbinas)</b>					
GC-101	-11.830	0.000	3.083	2.537	---
GC-102	-13.190	0.000	3.842	3.162	---
GC103-A	-71.290	-52.440	18.840	15.501	---
GC103-B	-49.250	-36.230	13.010	10.708	---
		<b>Total</b>	<b>38.770</b>	<b>31.908</b>	<b>---</b>
<b>Válvulas</b>					
LV1	-1.086	0.000	1.086	0.894	0.894
LV2	-0.596	0.000	0.596	0.491	0.491
LV3	-0.163	0.000	0.163	0.134	0.134
LV4	-1.217	0.000	1.217	1.002	1.002
LV5	-0.423	0.000	0.423	0.348	0.348
LV6	-0.008	0.000	0.008	0.007	0.007
LV7	-0.171	0.000	0.171	0.141	0.141
LV8	-2.401	0.000	2.401	1.976	1.976
		<b>Total</b>	<b>6.066</b>	<b>4.992</b>	<b>4.992</b>
<b>Mezcladores</b>					
M1	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
M2	-0.012	0.000	0.012	0.010	0.010
M3	-0.108	0.000	0.108	0.089	0.089
M4	-0.288	0.000	0.288	0.237	0.237
M5	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
M6	-0.443	0.000	0.440	0.362	0.362
		<b>Total</b>	<b>0.848</b>	<b>0.698</b>	<b>0.698</b>
Otros equipos					11.465
		<b>Total global</b>	<b>121.511</b>	<b>100.000</b>	<b>---</b>

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



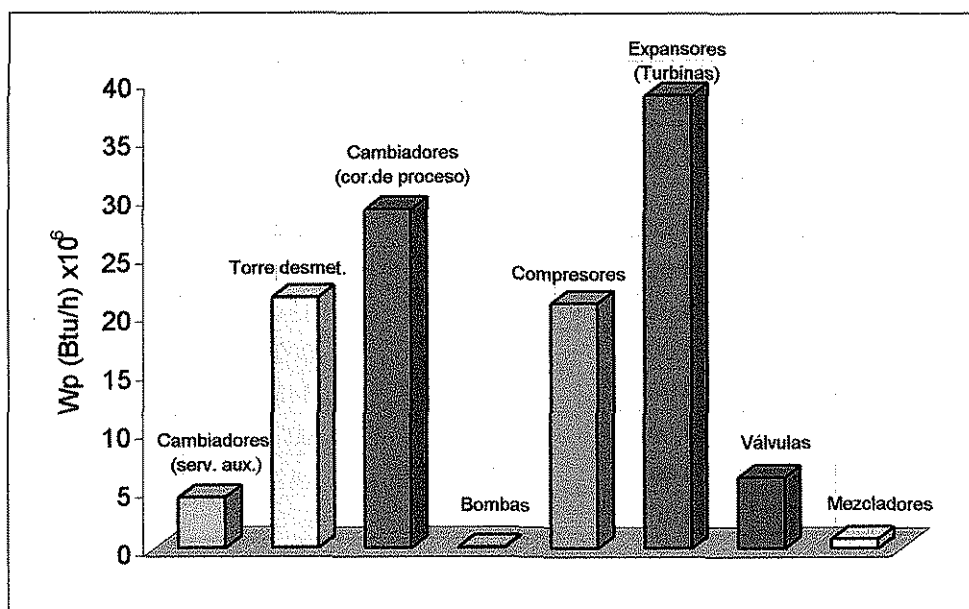
De las tablas 3. 1 y 3. 2, se extraen los siguientes resultados considerando el último renglón de cada clase de equipo, los equipos que mayor irreversibilidad en su conjunto generó fueron:

1. Expansores (turbinas) con el 31.91% del trabajo perdido total
2. Intercambiadores de calor (corrientes de proceso) con el 23.87% del trabajo perdido total
3. Torre desmetanizadora DA-101 con el 17.67 % del trabajo perdido total
4. Compresores con el 17.24% del trabajo perdido total
5. Válvulas con el 4.99% del trabajo perdido total
6. Intercambiadores de calor (servicios auxiliares) con el 3.58% del trabajo perdido total

Tanto los mezcladores (0.7% del Wp total) como las bombas (0.05% del Wp total) son equipos que prácticamente no generan irreversibilidades.

### Gráficas de los resultados del trabajo perdido de los equipos del proceso criogénico

En la gráfica 3. 2, se muestran los resultados del análisis del trabajo perdido considerando a los equipos como un bloque.



Gráfica 3. 2. Diagrama de columnas del trabajo perdido total de cada clase de equipo en el proceso criogénico

De las mismas tablas 3. 1 y 3. 2, se obtienen los resultados de los equipos que mayor irreversibilidad generó en forma individual, éstos son:

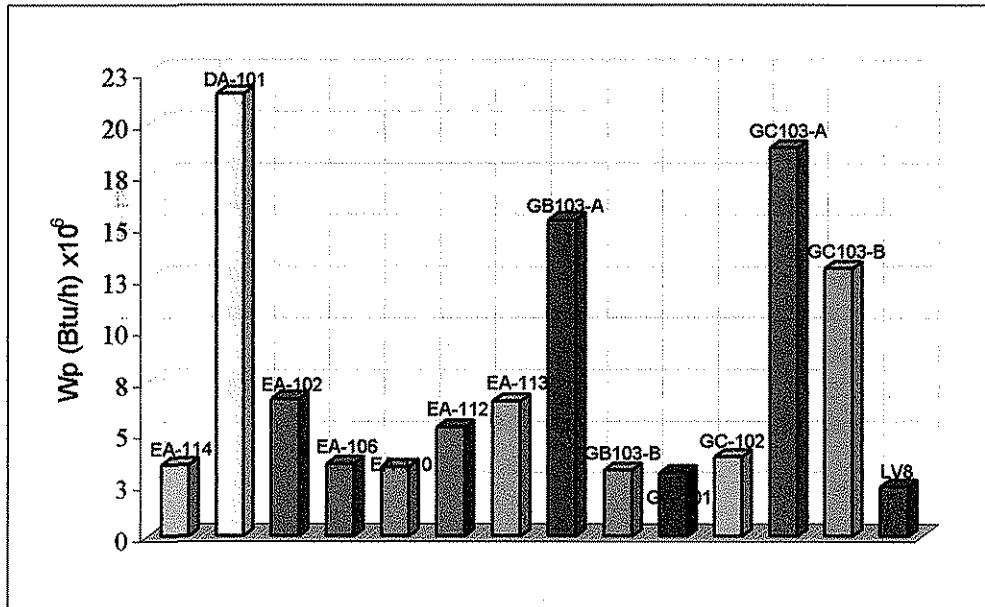
1. Torre desmetanizadora DA-101 con el 17.67% ( $21.47 \times 10^6$  Btu/h) del Wp total
2. Turbinas GC103-A y GC103-B con el 15.5% ( $18.84 \times 10^6$  Btu/h) y el 10.71% ( $1.301 \times 10^7$  Btu/h) del Wp total, respectivamente
3. Compresor GB103-A con el 12.63% ( $15.34 \times 10^6$  Btu/h) del Wp total

TESIS CON  
 FALLA DE ORIGEN

4. Intercambiadores de calor (corrientes de proceso) EA-102, EA-113 y EA-112 con el 5.48% ( $6.661 \times 10^6$  Btu/h), 5.40% ( $6.55 \times 10^6$  Btu/h) y el 4.34% ( $5.278 \times 10^6$  Btu/h) del  $W_p$  total, respectivamente

Los equipos restantes aportan entre el 2% y el 3% del trabajo perdido individualmente, por lo que no se consideraron tan importantes como los anteriores.

En la gráfica 3. 3, se muestran los resultados del análisis del trabajo perdido a los equipos del proceso criogénico (mayores de  $2.23 \times 10^6$  Btu/h), mostrando la contribución que cada uno de ellos aporta al total global.



Gráfica 3. 3. Diagrama de columnas del trabajo perdido de los equipos del proceso criogénico (mayores de  $2.23 \times 10^6$  Btu/h)

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

### 3. 1. 2. Análisis de resultados de la aplicación del trabajo perdido en los equipos del proceso criogénico

Una vez realizados los análisis de segunda ley, de acuerdo a las tablas y gráficas anteriores, se identificaron los equipos que mayor trabajo perdido generan en el proceso criogénico, tanto en conjunto así como en forma individual con esto se responde a la pregunta en que equipos se presenta una problemática en el proceso, además de cuantificar el porcentaje que cada uno de ellos tiene con respecto al total, es decir, en este momento del análisis, ubicamos a los equipos que tienen mayores gradientes y cual es su proporción.

Se proponen los siguientes análisis y recomendaciones a los equipos que mayor trabajo perdido generan en el proceso criogénico.

#### Análisis propuesto en la torre desmetanizadora DA-101

Dado que el análisis de trabajo perdido anterior se llevo a cabo considerando a la torre desmetanizadora como un sistema total (ver apéndice I) sin considerar los platos que la componen. Se propone realizar un estudio de trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora DA-101, haciendo una descomposición plato por plato, a fin de identificar los platos en los que se tienen problemas dentro de la torre, es decir, considerar a cada una de las etapas como pequeños subsistemas o etapas de equilibrio.

Con el fin de llevar a cabo este análisis, se aprovecha que el simulador de procesos ASPEN PLUS, permite obtener los reportes de temperatura, presión y composición en ambas fases de cada uno de los platos que componen la torre desmetanizadora.

Una vez ubicados estos platos, se procederá a identificar los gradientes que causan las irreversibilidades, es decir, efectuar el análisis de los perfiles de:

- Temperatura
- Presión
- Composición (ambas fases)

Identificados los gradientes causantes de las irreversibilidades, es recomendable proponer cambios de operación al proceso criogénico, así como de diseño de algunos equipos específicos, tomando en cuenta que dichas modificaciones deben de estar encaminados al abatimiento de éstos gradientes.

#### Recomendaciones propuestas para las turbinas y compresores

##### *Turbinas GC103-A y GC103-B*

Mejorar la eficiencia de ambos equipos, ya que operan con una eficiencia del 0.72, esto se lograría con mantenimiento correctivo, o en su defecto el reemplazo del equipo.

De esta forma se abatiría la generación de entropía de dos de los principales bloques de equipos, mismos que en su conjunto aportan una importante contribución al trabajo perdido.

Se prevé un tiempo de implementación a corto plazo, para reforzar el mantenimiento correctivo<sup>(8)</sup>.

##### *Compresor GB103-A*

Mejorar la eficiencia de éste equipo, ya que opera con una eficiencia del 0.62, esto se lograría con mantenimiento correctivo a dicho equipo o en su defecto el reemplazo del mismo.



Se calcula un tiempo de implementación a corto plazo, para este mantenimiento correctivo<sup>(8)</sup>.

**Análisis propuesto para los intercambiadores de calor EA-102, EA-113 y EA-112**

Aplicar la metodología pinch, para lograr no sólo la mejora de los intercambiadores EA-102, EA-113 y EA-112, sino un arreglo integral de la red de intercambio de calor y de esta forma abatir la entropía generada por causa de los gradientes térmicos.

Se anticipa un tiempo de implementación a mediano plazo, para optimizar los circuitos de interconexión entre las operaciones unitarias<sup>(8)</sup>.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## **3. 2. ANÁLISIS AL INTERIOR DE LA TORRE DESMETANIZADORA DA-101**

### **3. 2. 1. Balances de materia, energía y entropía por plato**

Una vez que se identificó a la torre desmetanizadora como el equipo que mayor trabajo perdido genera, se procedió a realizar los balances de materia, energía y entropía plato a plato, con el fin de encontrar la ubicación de los platos que generan una gran cantidad de entropía. Dichos balances se realizaron de acuerdo a las ecuaciones planteadas en el apéndice I.

Los reportes que genera ASPEN PLUS de esta torre desmetanizadora, se encuentran en el apéndice V.

En la tabla 3. 3, se muestran los resultados de los balances plato a plato de la torre desmetanizadora, así como el porcentaje que ocupa cada uno de los platos con respecto al total del trabajo perdido, se consideró que cada plato es una etapa de equilibrio.

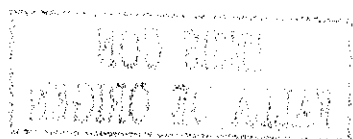
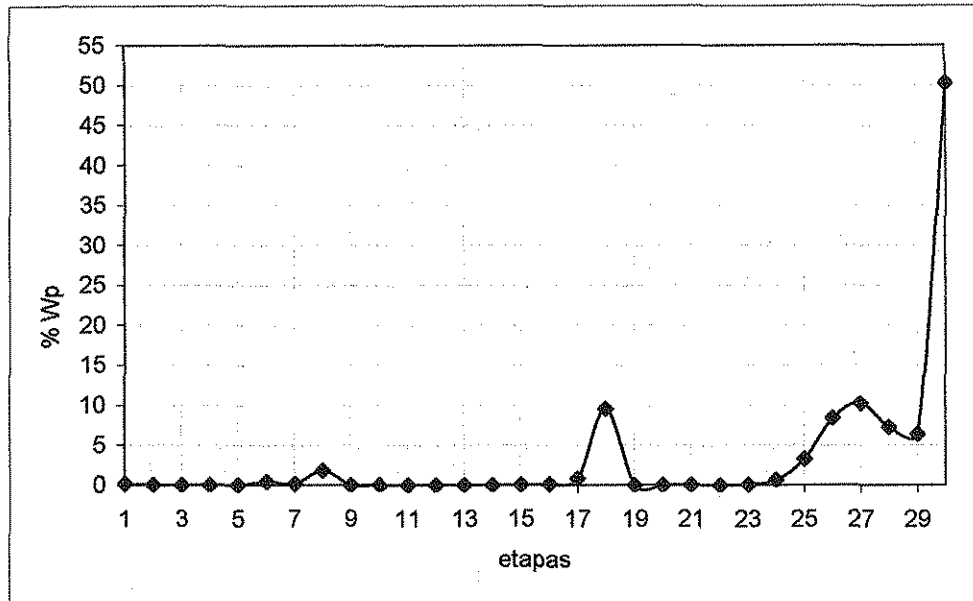


Tabla 3. 3. Balances de materia, energía y entropía al interior de la torre desmetanizadora DA-101

Etapas	Balace total de materia (lbmol/h)	Balace de energía entalpía total $\Delta H_{Tot}$ (Btu/h)	Balace de entropía total $\Delta S_{Tot}$ (Btu/h-R)	$S_{Gen Tot}$ (Btu/h-R)	$W_{ExMin}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Ex}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	% $W_p$
1	0.000	-15.505	80.046	80.046	-0.043	0.000	0.043	0.202
2	0.000	5.821	10.965	10.965	-0.006	0.000	0.006	0.028
3	0.000	-32.732	5.756	5.756	-0.003	0.000	0.003	0.015
4	0.000	28.104	4.856	4.856	-0.003	0.000	0.003	0.012
5	0.000	-22.972	11.368	11.368	-0.006	0.000	0.006	0.029
6	0.000	32.777	168.483	168.483	-0.091	0.000	0.091	0.426
7	0.000	0.227	72.595	72.595	-0.039	0.000	0.039	0.183
8	0.000	-5.464	729.537	729.537	-0.396	0.000	0.396	1.843
9	0.000	-91.065	6.669	6.669	-0.004	0.000	0.004	0.017
10	0.000	43.805	3.054	3.054	-0.002	0.000	0.002	0.008
11	0.000	-91.296	2.893	2.893	-0.002	0.000	0.002	0.007
12	0.000	12.953	2.904	2.904	-0.002	0.000	0.002	0.007
13	0.000	-36.092	3.132	3.132	-0.002	0.000	0.002	0.008
14	0.000	24.019	4.562	4.562	-0.002	0.000	0.002	0.012
15	0.000	24.192	13.272	13.272	-0.007	0.000	0.007	0.034
16	0.000	29.390	62.894	62.894	-0.034	0.000	0.034	0.159
17	0.000	41.499	328.367	328.367	-0.178	0.000	0.178	0.830
18	0.000	18.410	3785.725	3785.725	-2.053	0.000	2.053	9.565
19	0.000	63.624	5.614	5.614	-0.003	0.000	0.003	0.014
20	0.001	155.757	2.967	2.967	-0.001	0.000	0.002	0.007
21	0.000	-65.903	2.401	2.401	-0.001	0.000	0.001	0.006
22	0.000	-145.105	5.368	5.368	-0.003	0.000	0.003	0.014
23	0.000	-242.232	36.055	36.055	-0.020	0.000	0.020	0.091
24	0.000	-201.890	263.394	263.394	-0.143	0.000	0.143	0.666
25	0.000	36.114	1301.001	1301.001	-0.706	0.000	0.706	3.287
26	0.001	57.970	3321.849	3321.849	-1.802	0.000	1.802	8.393
27	0.000	156.173	4042.277	4042.277	-2.192	0.000	2.193	10.214
28	0.001	251.042	2869.409	2869.409	-1.556	0.000	1.556	7.250
29	0.001	315.141	2525.521	2525.521	-1.370	0.000	1.370	6.381
30	0.000	1.204x10 <sup>7</sup>	3.556x10 <sup>4</sup>	1.990x10 <sup>4</sup>	-7.244	3.552	10.800	50.292
			Total	3.922x10 <sup>4</sup>	-17.910		21.470	100.000

VOY BIEN  
 BUENOS DIAS  
 TESIS CON  
 FALLA DE ORIGEN

El resultado de la aplicación del análisis de entropía plato a plato, se incluye en forma gráfica (ver gráfica 3. 4) a fin de ubicar fácilmente a los platos que tienen problemas en la torre desmetanizadora DA-101, es decir, por un procedimiento análogo al de la planta criogénica, procedemos a identificar cuales son los platos que tienen mayor trabajo perdido al interior de éste equipo, así como la contribución del trabajo perdido de cada uno de éstos con respecto al total.



Gráfica 3.4. Porcentaje de trabajo perdido (por etapas) en el interior de la torre desmetanizadora DA-101

De acuerdo a la tabla 3. 3 y a la gráfica 3. 4, se observa que la ubicación del mayor trabajo perdido es:

1. Plato 30 (último plato) con  $10.80 \times 10^6$  Btu/h, el cual representa el 50.292% del Wp total de la torre.
2. Plato 27 con  $2.193 \times 10^6$  Btu/h (10.214% del Wp total de la torre).
3. Plato 18 con  $2.053 \times 10^6$  Btu/h (9.565% del Wp total de la torre).
4. Platos 26, 28 y 29, tienen cierta importancia dado que alcanzan el 8.39% ( $1.802 \times 10^6$  Btu/h), 7.25% ( $1.556 \times 10^6$  Btu/h) y 6.38% ( $1.370 \times 10^6$  Btu/h) del Wp total de la torre respectivamente.

Los otros platos no se consideran tan importantes ya que aportan menos del 4% del trabajo perdido total de la torre.

Una vez que se ubicaron los platos que mayor trabajo perdido generan, se realizó el análisis de los perfiles de temperatura y presión, así como el de composición (para ambas fases) al interior de la torre desmetanizadora, para determinar la causa de la generación de entropía, es decir, encontrar al gradiente que da paso a la generación de irreversibilidades dentro de la torre desmetanizadora DA-101.

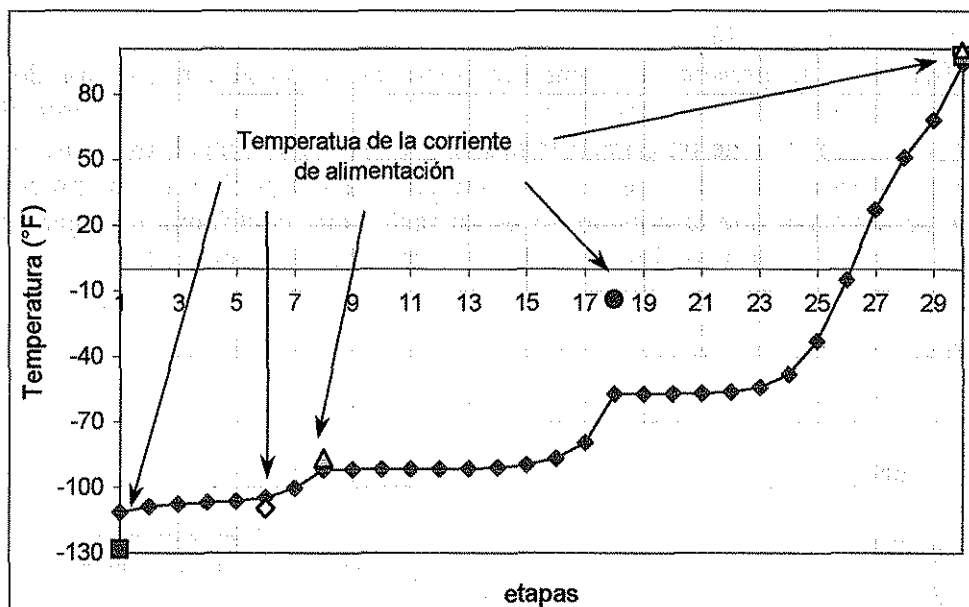


Sin embargo se puede inferir que la causa de la generación de entropía en los platos 8 y 18 se debe a que son platos de alimentación, es decir, la irreversibilidad se debe al mezclado de corrientes; de igual forma en el plato 30 se infiere que se confrontan corrientes que provienen de los rehervidores que ingresan a dicho plato. Lo que no es fácil de inferir es la explicación de lo que ocurre de los platos 24 a 29, por lo cual es necesario el análisis de los perfiles mencionados anteriormente.

### 3. 2. 2. Análisis de los perfiles de temperatura, presión y composición por plato

#### Análisis del perfil de temperatura

De acuerdo con la gráfica del comportamiento de la temperatura (gráfica 3. 5), se observa que son los platos 1 y 18 los que tienen mayor diferencia de temperatura con respecto a su correspondiente corriente de alimentación, sin embargo, en el plato 1, este gradiente de temperatura no tiene una contribución importante a la generación de irreversibilidades, por lo que se le dio prioridad al plato 18; se encontró que el trabajo perdido responde a este gradiente de temperatura como una de las causas de generación de irreversibilidades que se tiene en este plato.

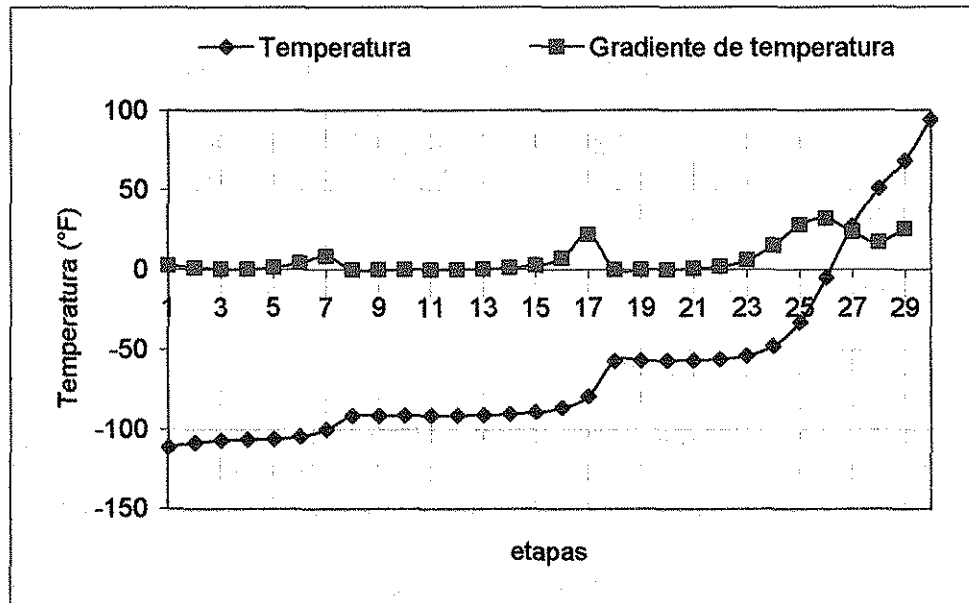


Gráfica 3. 5. Comportamiento de la temperatura al interior de la torre desmetanizadora DA-101

En la gráfica 3. 6 se muestran tanto el perfil de temperatura como su gradiente (diferencia de temperatura entre el plato posterior y el actual), el comportamiento de la curva del gradiente de temperatura muestra que una de las causas de la ganancia de entropía en los platos 8 y 18, así como en los platos 24 a 30 es el gradiente térmico.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

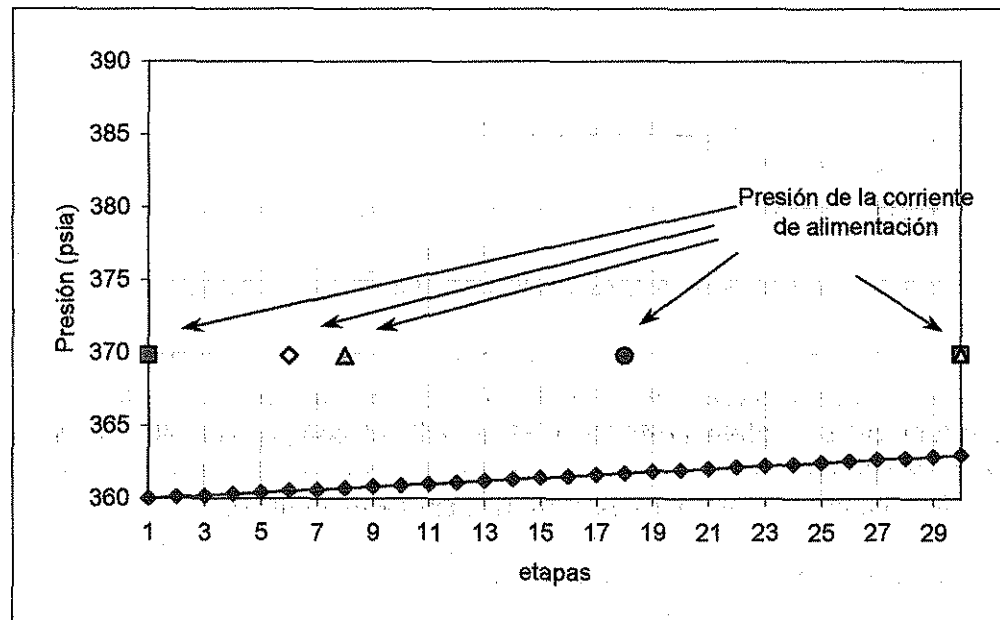




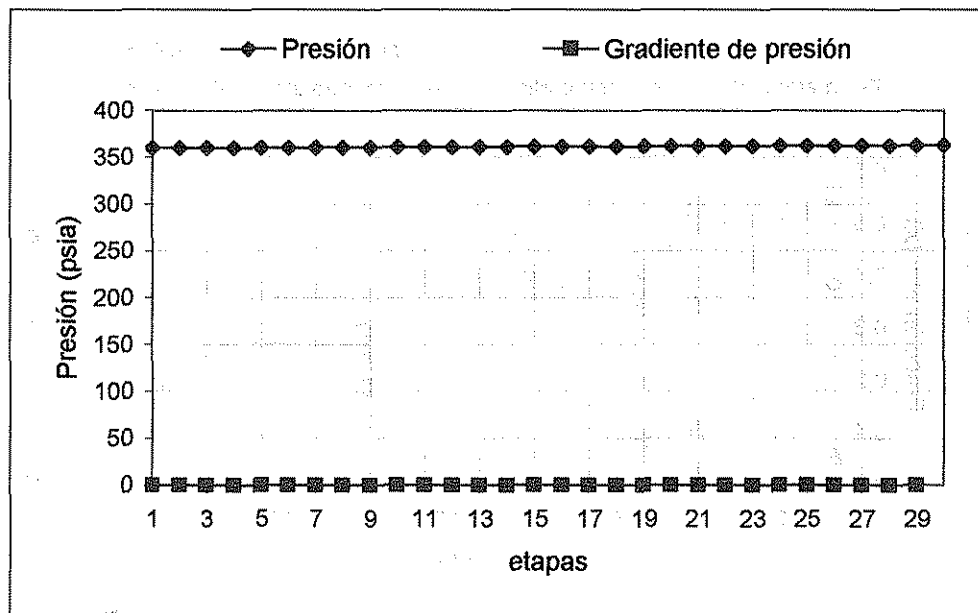
Gráfica 3. 6. Perfil y gradiente de temperatura al interior de la torre desmetanizadora DA-101

### Análisis del perfil de presión

En la gráfica 3. 7, se presenta el comportamiento de la presión al interior de la torre desmetanizadora DA-101, y se observa que no hay una contribución importante al trabajo perdido, dado a que se tiene un comportamiento prácticamente lineal, es decir, no existen gradientes de presión como se muestra en la gráfica 3. 8 del perfil y gradiente de presión, por lo que se concluye que la presión no es un factor que contribuya a la generación de irreversibilidades en ninguno de los platos de la torre desmetanizadora DA-101.



Gráfica 3. 7. Comportamiento de la presión al interior de la torre desmetanizadora DA-101



Gráfica 3-8. Perfil y Gradiente de presión al interior de la torre desmetanizadora DA-101

### Análisis del perfil de composición

Para facilitar éste estudio se analizaron los compuestos de la siguiente forma:

metano

etano

propano

$C_4(+)$  = *i*-butano + *n*-butano + *i*-pentano + *n*-pentano + pseudocomponente

El nitrógeno y el CO<sub>2</sub> no se analizan dado que no tienen gran influencia en el perfil de composición, ni en las corrientes en las que es alimentado.

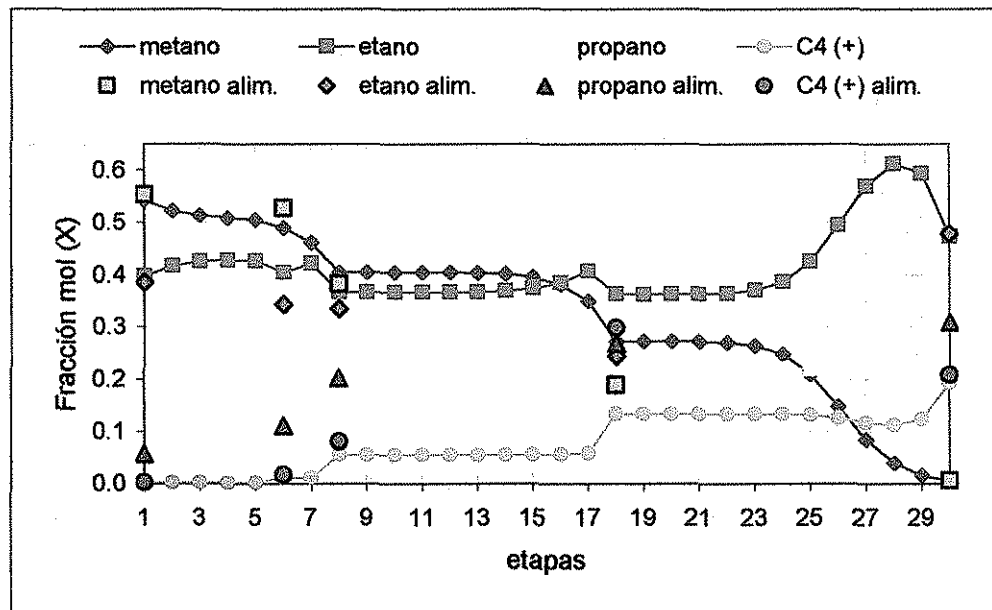
### *Fase líquida*

En la gráfica 3. 9 se muestra el comportamiento de la composición (fase líquida) al interior de la torre desmetanizadora DA-101, se observa que es en el plato 18 en el que se tiene la mayor diferencia de composición con respecto a su corriente de alimentación (corriente 4), en todos los compuestos, por lo que el trabajo perdido responde a este gradiente de composición como otra causa más de la generación de irreversibilidades que tiene éste plato.

Del plato 24 a 30 tiene lugar la transferencia de fase del metano (hacia la fase vapor) reflejándose en la disminución de este compuesto, a su vez se observa el enriquecimiento de etano en la fase líquida justo entre éstos platos.

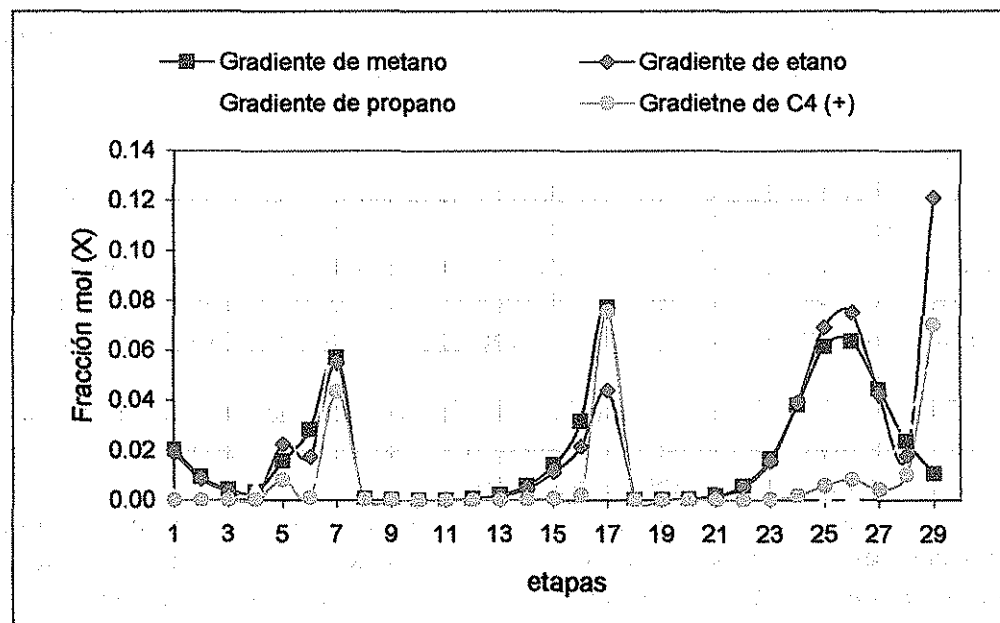
Se aprecia la influencia de las alimentaciones a la torre, dado a que éstas marcan las tres primeras secciones de la misma, de la etapa 19 a 23 no se tiene ninguna variación, sin embargo, de la etapa 24 a 30 se tienen variaciones en todos los perfiles de composición, generando fuertes gradientes que a su vez se reflejan en aumento del trabajo perdido como consecuencia de los gradientes de composición.

El fondo de la torre desmetanizadora DA-101 (plato 30), es rico en etano y prácticamente no tiene metano.



Gráfica 3.9. Comportamiento de la composición (fase líquida) al interior de la torre desmetanizadora DA-101

La gráfica 3.10 muestra el gradiente de composición en fase líquida se observa que la generación de entropía de los platos 8 y 18 así como del 30 se debe a gradientes de composición. Se observa también el gradiente que se genera de los platos 24 a 29, en los cuales se lleva a cabo la transferencia de fase entre el metano y el etano.

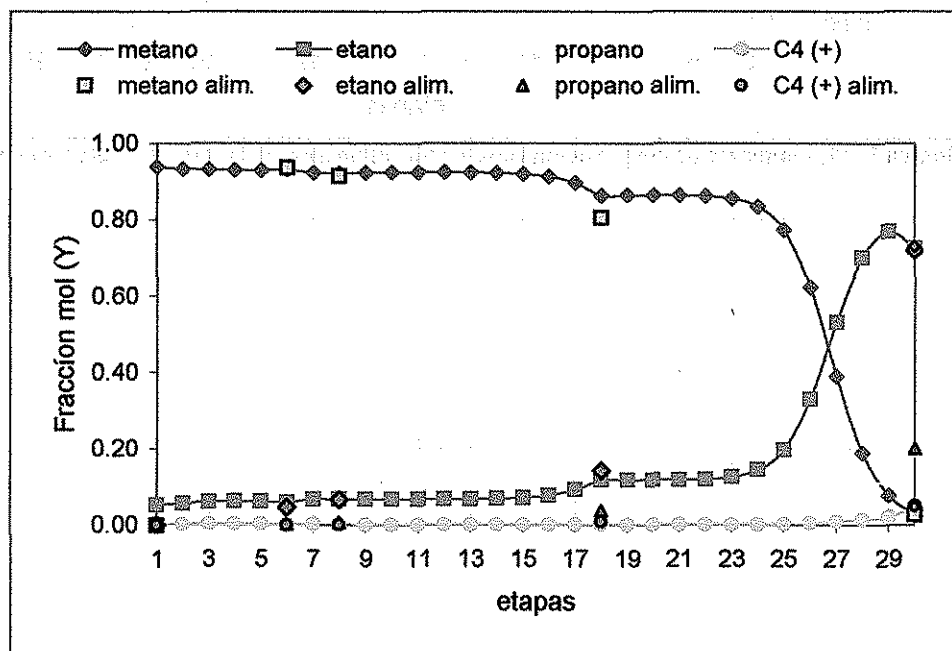


Gráfica 3.10. Gradiente de composición (fase líquida) al interior de la torre desmetanizadora

### Fase vapor

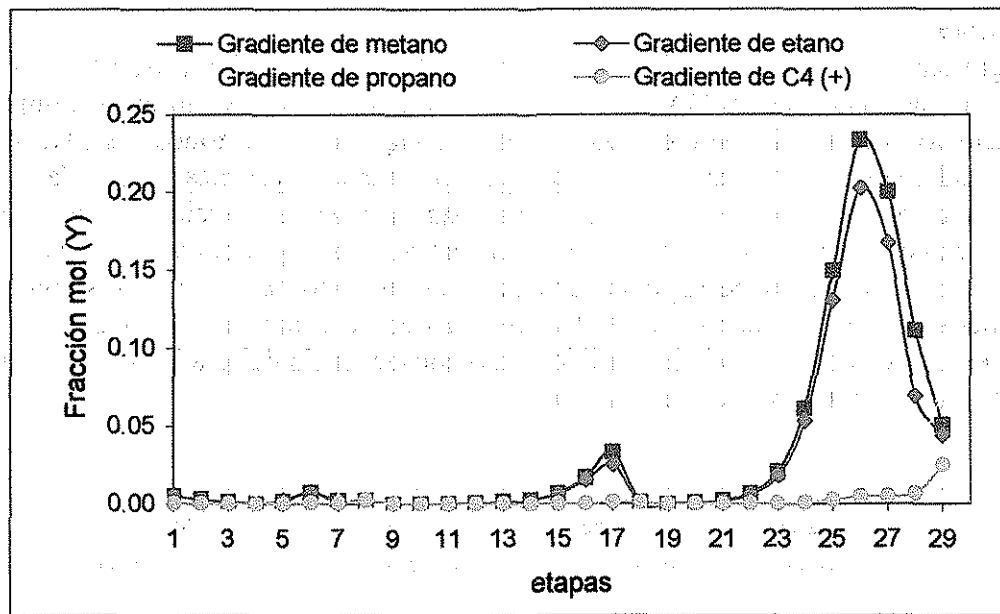
En la gráfica 3. 11 se muestra el comportamiento de la composición (fase vapor) al interior de la torre desmetanizadora DA-101, se observa que no hay una contribución importante a la generación de trabajo perdido, dado que la composición de todos los platos con sus correspondientes corrientes de alimentación tienen prácticamente las mismas composiciones en todos los compuestos. En esta fase no se aprecia la influencia de las alimentaciones a la torre, es decir, no se tienen variaciones importantes de composición.

En las etapas 24 a 29 tiene lugar la separación del metano del resto de los componentes, reflejándose en las variaciones en todos los perfiles de composición, lo que a su vez se refleja en la ganancia del trabajo perdido como consecuencia del gradiente de composición en estas etapas de la torre desmetanizadora.



Gráfica 3.11. Comportamiento de la composición (fase vapor) al interior de la torre desmetanizadora DA-101

En la gráfica 3. 12 se muestran los gradientes de composición en la fase vapor, en esta fase también se tienen gradientes de composición para el plato 18 en metano y etano, se aprecia la transferencia de fase del metano y el etano entre los platos 24 a 29, notando además el gradiente de composición en ésta fase para el plato 30.



Gráfica 3. 12. Gradiente de composición (fase vapor) al interior de la torre desmetanizadora

### **3. 2. 3. Análisis de resultados del trabajo perdido y de los perfiles de temperatura, presión y composición realizados al interior de la torre desmetanizadora**

De acuerdo al estudio realizado a la torre desmetanizadora se ubicó a los platos que generan mayor trabajo perdido y el gradiente que causa las irreversibilidades.

Por lo que es recomendable proponer cambios de operación al proceso criogénico, así como establecer criterios que permitan un mejor diseño de estos equipos, considerando que dichos cambios deben de estar encaminados al abatimiento de los gradientes que se han identificado previamente.

#### **Plato 30 con el 50.292% del trabajo perdido total de la torre**

La generación de entropía se debe al gradiente de temperatura originado por el par de intercambiadores de calor que proveen la carga térmica para la torre desmetanizadora.

También el gradiente de composición (ambas fases) contribuye a la generación de entropía, debido a que se extraen dos corrientes del líquido que baja del plato 29, se hacen pasar cada una de ellas por un intercambiador de calor y retornan a la torre desmetanizadora en el plato 30 en forma de mezcla líquido vapor lo cual genera los gradientes de composición. En la fase vapor el gradiente lo genera el propano metano y etano, en tanto que en la fase líquida el gradiente lo generan el etano, C4 (+) y el propano.

- Se propone hacer modificaciones al proceso criogénico con el fin de eliminar uno de los dos intercambiadores de calor y así abatir el gradiente térmico de la etapa 30, es decir, suministrar la carga térmica de alguno de los dos intercambiadores de calor en otra corriente de la torre desmetanizadora, aunque aumente en proporción menor la generación de entropía de la nueva etapa a fin de abatir la de la etapa 30.

#### **Platos 26, 27, 28 y 29 con el 8.39%, 10.21%, 7.25% y 6.38% del trabajo perdido total de la torre respectivamente**

La generación de entropía de éstos platos se debe a gradientes térmicos y de composición en ambas fases, como reflejo del mezclado de las dos corrientes que provienen de los rehervidores de la torre desmetanizadora en la etapa 30, por lo que para disminuir el trabajo perdido de estos platos, antes se tendría que disminuir los gradientes del plato 30.

Por lo que la generación del trabajo perdido de estos platos es inherente a proceso de fraccionamiento.

#### **Plato 18 con 9.565% del trabajo perdido total de la torre**

La generación de entropía de éste plato se debe a gradientes de temperatura y de composición que existe entre el plato y la corriente de alimentación (corriente 4). En la fase líquida con todos los compuestos y en la fase vapor con el metano y etano básicamente. Por lo que se sugiere:

- Adicionar un intercambiador de calor que permitan acercar la temperatura de la corriente 4 con la temperatura de la etapa 18 de la torre desmetanizadora, buscando emplear las mismas corrientes del proceso (en la medida de lo posible) a fin de no involucrar a los servicios auxiliares. Favoreciendo el abatimiento del gradiente de temperatura.

- Aumentar la presión de la corriente de alimentación 4, (por medio de un compresor) para con esto, enriquecer la fase líquida con etano y así disminuir gradientes de composición.
- Reubicar la corriente de alimentación 4, de la torre desmetanizadora DA-101 (cambio de diseño), para analizar la posibilidad de disminuir la generación de entropía debido al mezclado de corrientes con diferente temperatura y composición.

Se anticipa un tiempo de implementación a mediano plazo, para establecer la modificación de la ingeniería del proceso, es decir, el cambio de las condiciones de operación de algunas operaciones unitarias<sup>(8)</sup>.

## CAPÍTULO 4

# ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE ALGUNAS VARIABLES DE OPERACIÓN Y DISEÑO DEL PROCESO CRIOGÉNICO

---

En este capítulo se propusieron algunos cambios de operación al proceso criogénico, así como de diseño a determinados equipos específicos, considerando que dichos cambios deben de estar encaminados al abatimiento de los gradientes de temperatura y composición, tanto para la etapa 30 como para la etapa 18. Estos cambios se ven reflejados en la disminución del trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101. Se analizó el efecto de las modificaciones tanto del trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora DA-101, como en el impacto que se obtiene en los servicios auxiliares de la planta criogénica.

En la primera parte, se analiza la etapa 30; se propone eliminar uno de los dos intercambiadores de calor, aumentando la temperatura de la corriente de alimentación 4 (plato alimentado 18) con un intercambiador de calor que empleará una corriente caliente del proceso a fin de proporcionar la carga térmica necesaria para la torre desmetanizadora; este cambio provocará el aumento de entropía del plato 18, a la vez que disminuye el gradiente térmico del plato 30 y con esto las irreversibilidades del mismo.

En la segunda parte, se analiza la etapa 18; se proponen los siguientes cambios tanto de proceso como de diseño:

Adicionar un intercambiador de calor que aproveche las corrientes frías del proceso, para aproximar la temperatura de la corriente de alimentación (corriente 4), con su plato alimentado (plato 18), como consecuencia se tendrá un abatimiento en el gradiente térmico.

Aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102, con el fin de lograr que la fase líquida de la corriente 4, aumente la cantidad de etano. Esta modificación implica colocar (en la simulación) un compresor en la corriente de alimentación del proceso, abatiendo el gradiente de composición entre el plato 18 y la corriente 4.

Modificar las condiciones de diseño de la torre desmetanizadora, identificando la mejor ubicación de la corriente de alimentación 4, a través del análisis del trabajo perdido, moviendo ésta corriente del plato 10 al plato 26. Abatiendo gradientes de temperatura y composición.





## 4. 1. ANÁLISIS EN EL PLATO 30

### 4. 1. 1. Efecto del aumento de la temperatura de la corriente de alimentación 4 a la torre desmetanizadora DA-101

El objetivo del aumento de temperatura de la corriente de alimentación 4, es eliminar uno de los dos intercambiadores de calor colocados en la etapa 30, y con esto disminuir las irreversibilidades de ésta etapa y al mismo tiempo disminuir el consumo de servicios auxiliares en el proceso criogénico (vapor de baja).

Esta variación se realizó proponiendo la adaptación de un intercambiador de calor (EA-160) en la corriente de alimentación 4, previo a la entrada de la torre desmetanizadora DA-101, se propuso que el fluido de calentamiento fuese la corriente de proceso 12, para evitar el uso de servicios de calentamiento. Se planteó modificar la temperatura de la corriente 4 desde  $-13.65^{\circ}\text{F}$  (diseño) hasta la temperatura en la cual se elimine el intercambiador de calor EA114. Esta modificación se muestra en la fig. 4. 1.

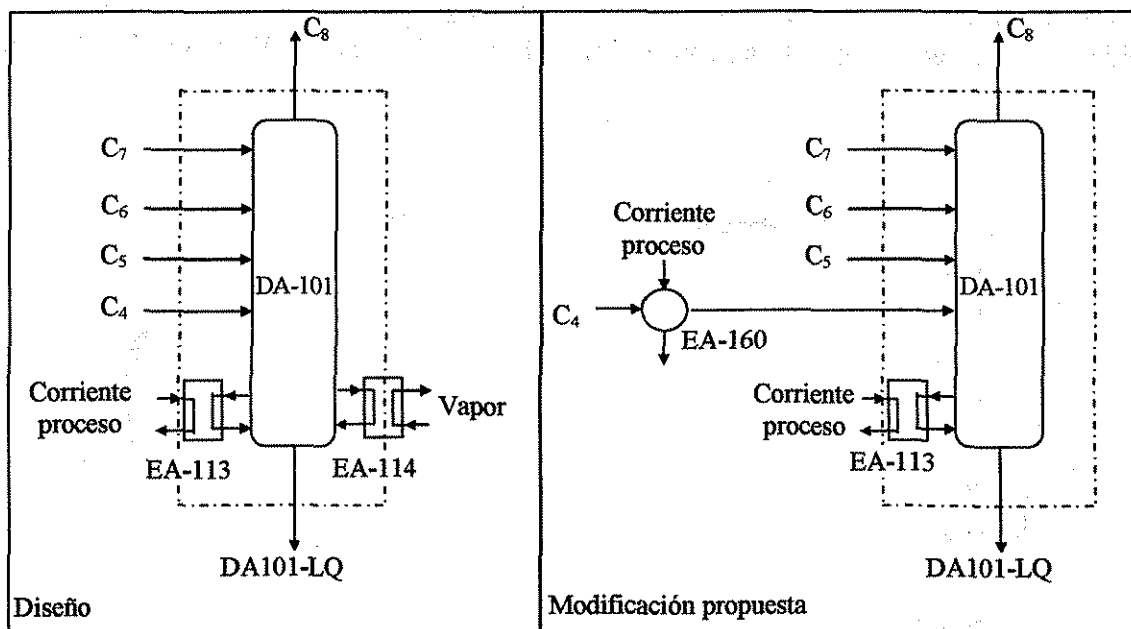


Fig. 4. 1. Modificación propuesta para aumentar la temperatura de la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101.

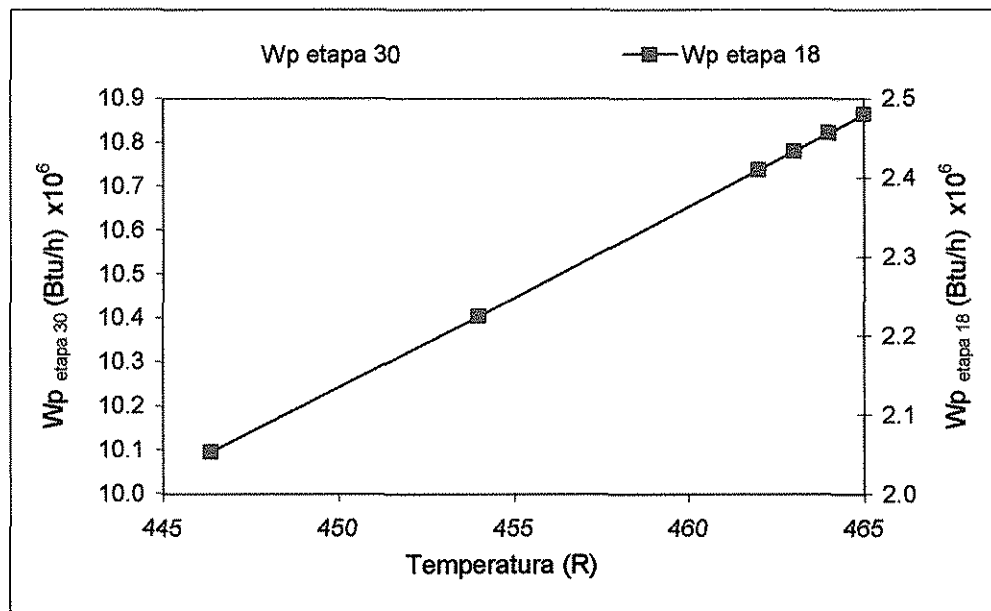
Se realizó el análisis al interior de la torre desmetanizadora DA-101, con el fin de observar el comportamiento de las irreversibilidades tanto en el plato 30 como en la torre desmetanizadora completa. Cabe resaltar que durante la parametrización, en la columna desmetanizadora DA-101, al llegar a  $6^{\circ}\text{F}$ , los platos 29 y 8 se secan, por lo que resultó ser una limitante para continuar calentando a la corriente 4. Los resultados se muestran en la tabla 4. 1.

NOO HENT  
MAYO 20 1987

Tabla 4. 1. Comportamiento del trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101 y el sistema intercambiador de calor EA-160 + Torre desmetanizadora DA-101 en el aumento de la temperatura de la corriente 4

Temperatura de la corriente de alimentación 4		Wp etapa 18 (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Wp etapa 30 (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Wp <sub>DA-101</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Wp <sub>EA-160</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Wp <sub>DA-101+EA-160</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$
(°F)	(R)					
-13.646 (diseño)	446.35	2.053	10.796	21.467	---	21.467
-6.0	454	2.225	10.556	20.929	0.373	21.300
2.0	462	2.410	10.305	20.388	0.733	21.120
3.0	463	2.433	10.270	20.322	0.775	21.095
4.0	464	2.457	10.241	20.256	0.818	21.075
5.0	465	2.480	10.208	20.190	0.861	21.050

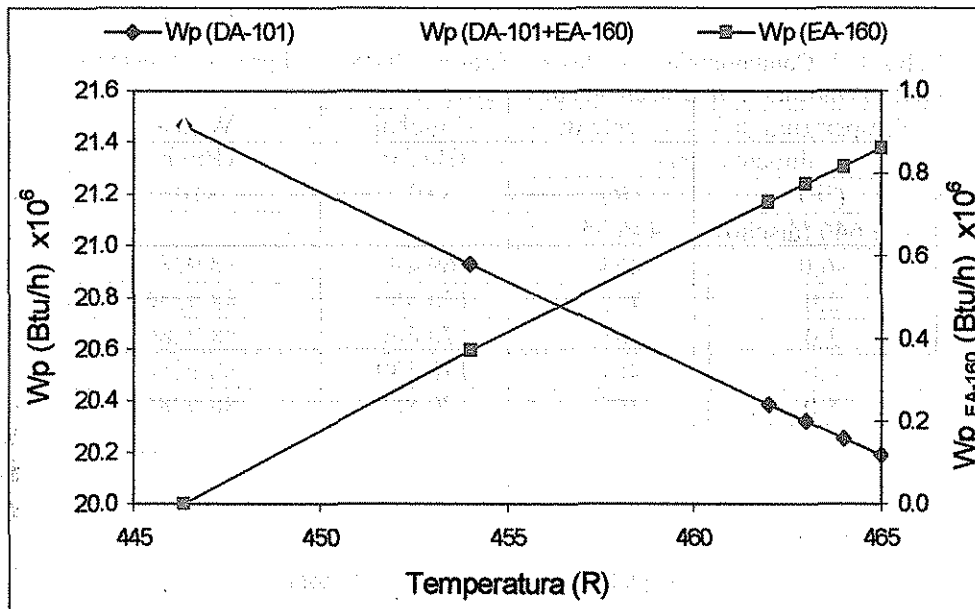
En la tabla 4. 1, se observa que conforme aumenta la temperatura de la corriente 4, el trabajo perdido del plato 18 se incrementa, como resultado del gradiente de temperatura entre dicho plato y la corriente 4, en tanto que el trabajo perdido del plato 30 disminuye, debido a que se reduce paulatinamente la carga de los rehervidores. En la gráfica 4. 1, se aprecian estos resultados.



Gráfica 4. 1. Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101, efecto del aumento de temperatura de la corriente de alimentación 4, platos 18 y 30

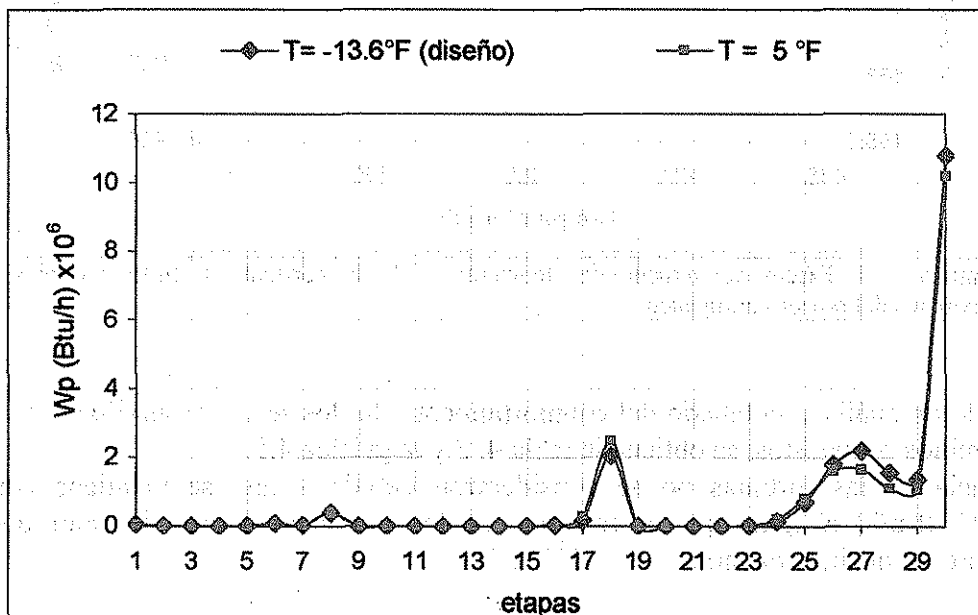
TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

En la gráfica 4. 2, se observa que conforme el trabajo perdido del intercambiador de calor propuesto EA-160 aumenta, tanto el trabajo perdido de la torre desmetanizadora como el del sistema torre desmetanizadora DA-101 + intercambiador de calor EA-160 disminuyen.



Gráfica 4. 2. Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA – 101, efecto del aumento de temperatura de la corriente 4

En la gráfica 4. 3, se muestra el efecto del aumento de temperatura de la alimentación del plato 18, en el trabajo perdido de los platos al interior de la torre desmetanizadora; disminuyen del plato 27 a 30 en tanto que el del plato 18 aumenta.



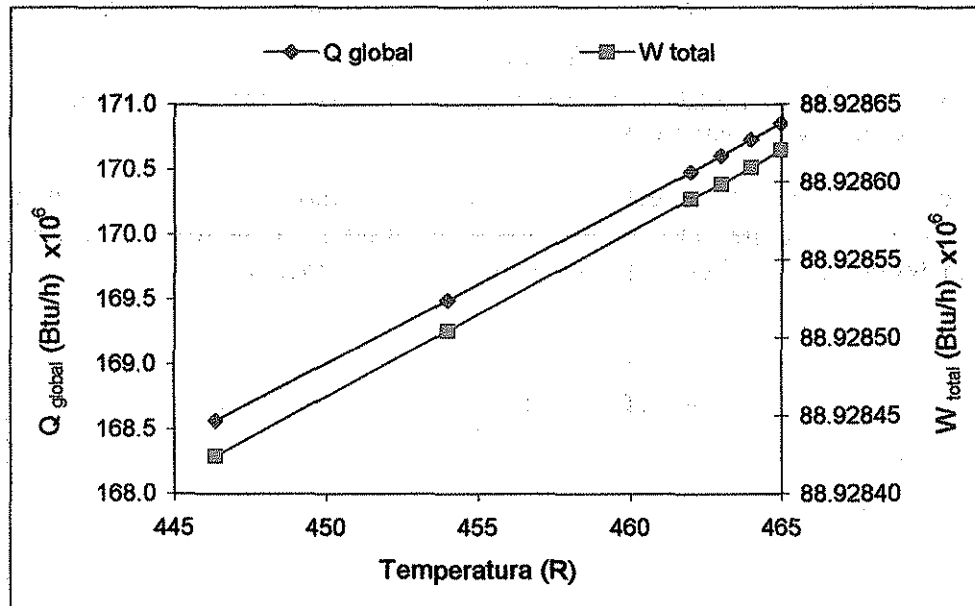
Gráfica 4. 3. Trabajo perdido, efecto del aumento de la temperatura de la corriente 4 en la torre desmetanizadora DA – 101. (análisis por etapa)

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Simultáneamente se hizo un seguimiento del comportamiento de los servicios auxiliares empleados en el proceso, se observa que tanto la carga térmica global como la potencia total del sistema aumentan, como se muestra en tabla 4. 2 y en la gráfica 4. 4.

Tabla 4. 2. Comportamiento de los servicios auxiliares en el proceso criogénico dado el aumento de la temperatura de la corriente 4

Temperatura de la corriente de alimentación 4		Q global (Btu/h) $\times 10^6$	W total (Btu/h) $\times 10^6$
(°F)	(R)		
-13.646 (diseño)	446.35	168.560	88.9284
-6.0	454	169.490	88.9285
2.0	462	170.480	88.9286
3.0	463	170.600	88.9286
4.0	464	170.730	88.9286
5.0	465	170.860	88.9286



Gráfica 4. 4. Efecto del aumento de temperatura de la corriente 4 en los servicios auxiliares del proceso criogénico

Realizando un análisis detallado del comportamiento de los servicios auxiliares a lo largo de los cambios propuestos, se obtiene la tabla 4. 3 y la gráfica 4.5.

La potencia de las turbinas no se consideraron debido a que se mantiene constante ( $88.67 \times 10^6$  Btu/h) al igual que el consumo de los intercambiadores de calor que usan refrigerante, es decir, propano ( $88.62 \times 10^6$  Btu/h).

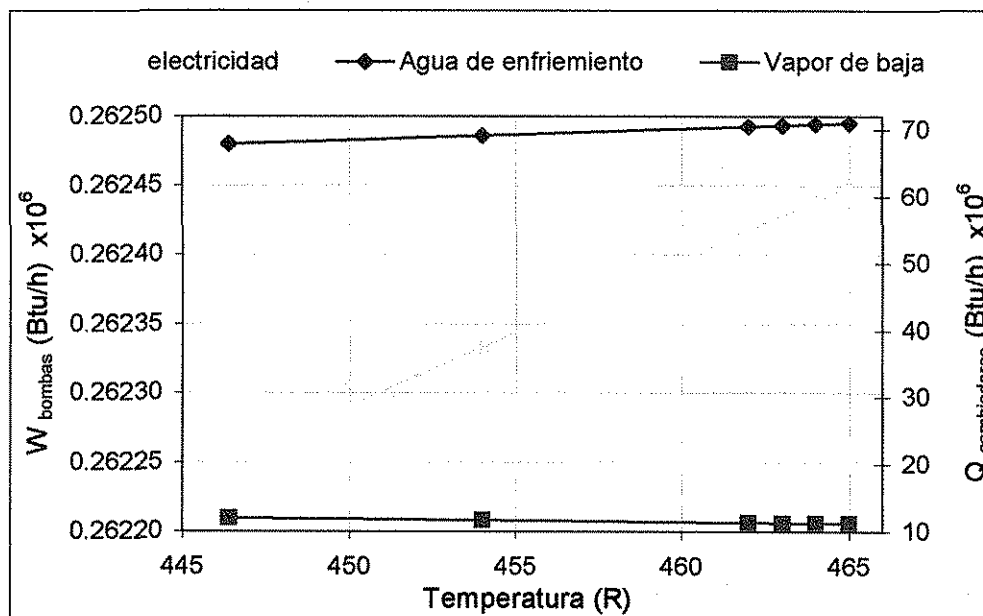
RECIBIDO EN  
MAYO DE 2019

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tabla 4. 3. Comportamiento de los servicios auxiliares del proceso criogénico al aumentar la temperatura de la corriente 4 (análisis detallado)

Temperatura de la corriente de alimentación 4		Q intercambiadores de calor (Btu/h)		W bombas (Btu/h)
(°F)	(R)	Agua de enf. $\times 10^7$	Vapor de baja $\times 10^7$	Electricidad $\times 10^5$
-13.646 (diseño)	446.35	6.790	1.204	2.6225
-6.0	454	6.916	1.171	2.6233
2.0	462	7.050	1.136	2.6242
3.0	463	7.067	1.132	2.6243
4.0	464	7.084	1.127	2.6244
5.0	465	7.101	1.123	2.6245
$\Delta$ (aumento)		$3.11 \times 10^6$		200
$\Delta$ (dism.)		$810 \times 10^3$		

En la tabla 4. 3 se muestra que conforme aumenta la temperatura de la corriente 4, crece el consumo de servicios auxiliares de agua de enfriamiento en  $3.11 \times 10^6$  Btu/h y el consumo eléctrico de las bombas en 200 Btu/h. El consumo del vapor de baja disminuye en  $810 \times 10^3$  Btu/h.



Gráfica 4. 5. Efecto del aumento de temperatura de la corriente 4 en los servicios auxiliares del proceso criogénico (análisis detallado)

BOO 2024  
ESTADO DE MICHUAN

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## 4. 2. ANÁLISIS EN EL PLATO 18

### 4. 2. 1. Efecto de la disminución de la temperatura de la corriente de alimentación 4 a la torre desmetanizadora DA-101

El propósito de la disminución temperatura de la corriente de alimentación 4, es alcanzar una temperatura próxima a la del plato 18, y con esto disminuir los gradientes térmicos que existen entre el plato 18 y la corriente 4, y al mismo tiempo mantener o reducir el consumo de servicios auxiliares en el proceso criogénico.

Esta variación se realizó proponiendo la adaptación de un intercambiador de calor (EA-150) en la corriente de alimentación 4, previo a la entrada de la torre desmetanizadora DA-101, se propuso, que el fluido de enfriamiento fuese una corriente de proceso (corriente 72), evitando el consumo de servicios auxiliares de enfriamiento. Se modificará la temperatura desde  $-13.65^{\circ}\text{F}$  (corriente 4) hasta  $-56.98^{\circ}\text{F}$  (plato 18). Este cambio se muestra en la fig. 4. 2.

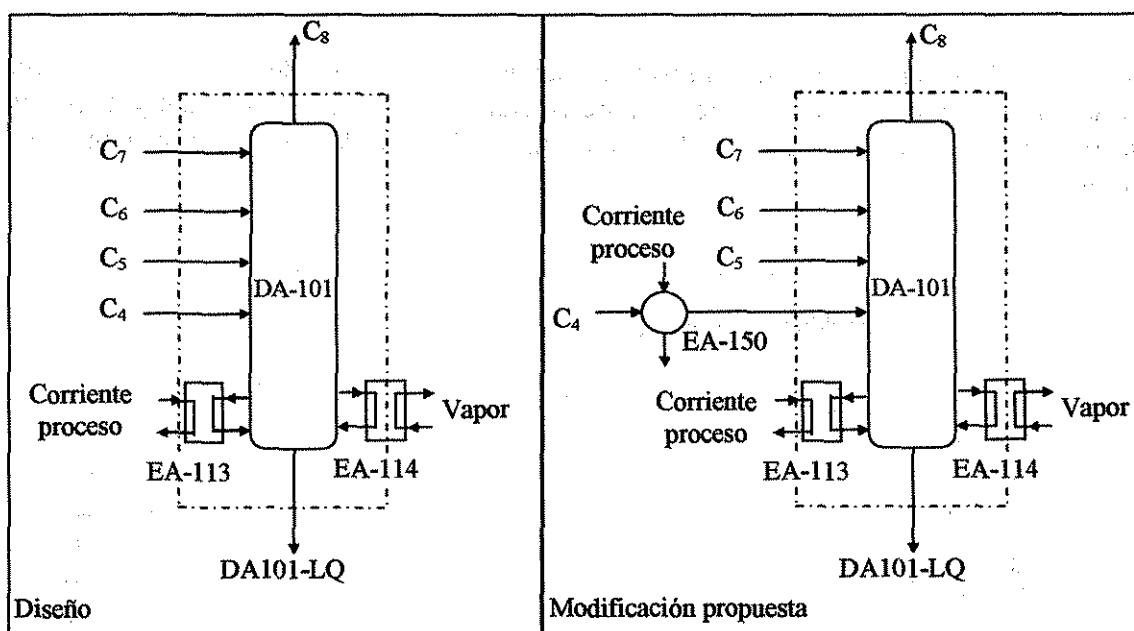


Fig. 4. 2. Modificación propuesta para disminuir la temperatura de la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101.

Se realizó el análisis al interior de la torre desmetanizadora DA-101, con el fin de observar el comportamiento de las irreversibilidades del plato 18 así como de la torre desmetanizadora DA-101. Simultáneamente se hizo un seguimiento del comportamiento de los servicios auxiliares empleados en el proceso. Inicialmente se propuso la modificación de la temperatura hasta  $-57^{\circ}\text{F}$ , sin embargo al alcanzar la temperatura de  $-33^{\circ}\text{F}$ , se genera cruzamiento de temperaturas en los intercambiadores EA-102 y EA-110, por lo que el mismo proceso impide llevar la temperatura de la corriente 4 por debajo de dicha temperatura. Los resultados se muestran en la tabla 4. 4.

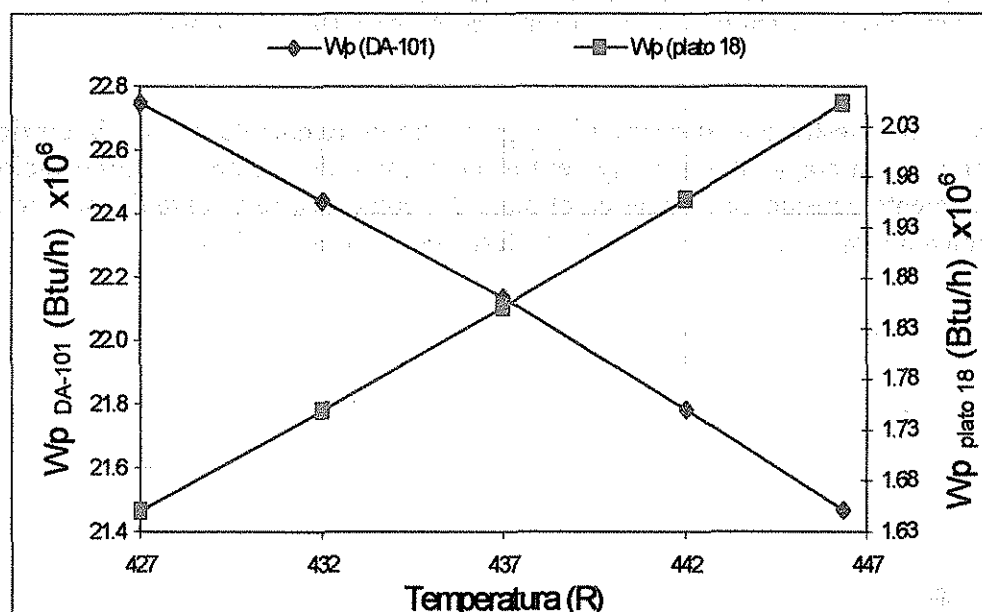
NOTA: ESTE  
DOCUMENTO NO DEBE  
SER REPRODUCIDO SIN  
EL CONSENTIMIENTO  
DE SU AUTOR

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tabla 4. 4. Comportamiento del trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101, del sistema intercambiador de calor EA-150 + Torre desmetanizadora DA-101 y de los servicios auxiliares del proceso criogénico en la disminución de la temperatura de la corriente 4

Temp. de la corriente de alimentación 4		Wp etapa 18 (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Wp <sub>DA-101</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Wp <sub>EA-150</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Wp <sub>DA-101+EA-150</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Q global (Btu/h) $\times 10^{-6}$	W total (Btu/h) $\times 10^{-6}$
(°F)	(R)						
-13.646(diseño)	446.35	2.053	21.46	---	21.46	168.5	88.92842
-18.0	442	1.958	21.78	0.200	21.98	169.6	88.92838
-23.0	437	1.852	22.13	0.402	22.53	170.7	88.92832
-28.0	432	1.749	22.43	0.576	23.01	171.9	88.92827
-33.0	427	1.650	22.74	0.723	23.75	173.1	88.92807

En la tabla 4. 4, se observa que conforme disminuye la temperatura de la corriente 4, el trabajo perdido del plato 18 se reduce, como resultado del abatimiento del gradiente de temperatura entre dicho plato y la corriente 4, sin embargo el efecto es inverso para la torre desmetanizadora DA-101. En la gráfica 4. 6, se aprecian estos resultados.

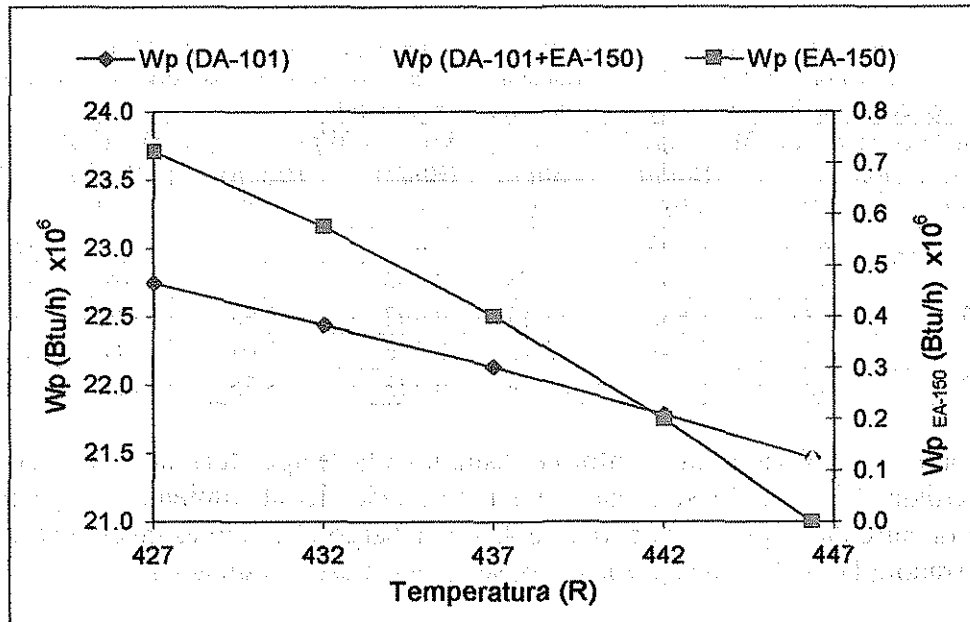


Gráfica 4. 6. Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA - 101, efecto de la disminución de la temperatura de la corriente 4 en el sistema DA-101 + EA-150

El trabajo perdido total de la torre desmetanizadora DA-101 aumenta, por lo que el sistema de intercambiador de calor (EA-150) + torre desmetanizadora (DA-101) también aumenta. La gráfica 4. 7, muestra los resultados anteriores.

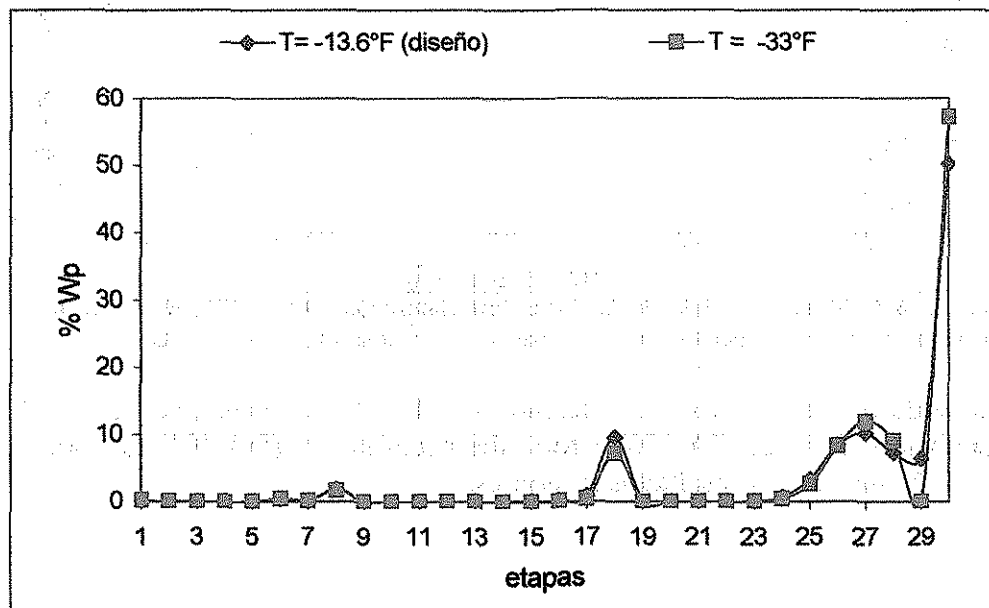
TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN





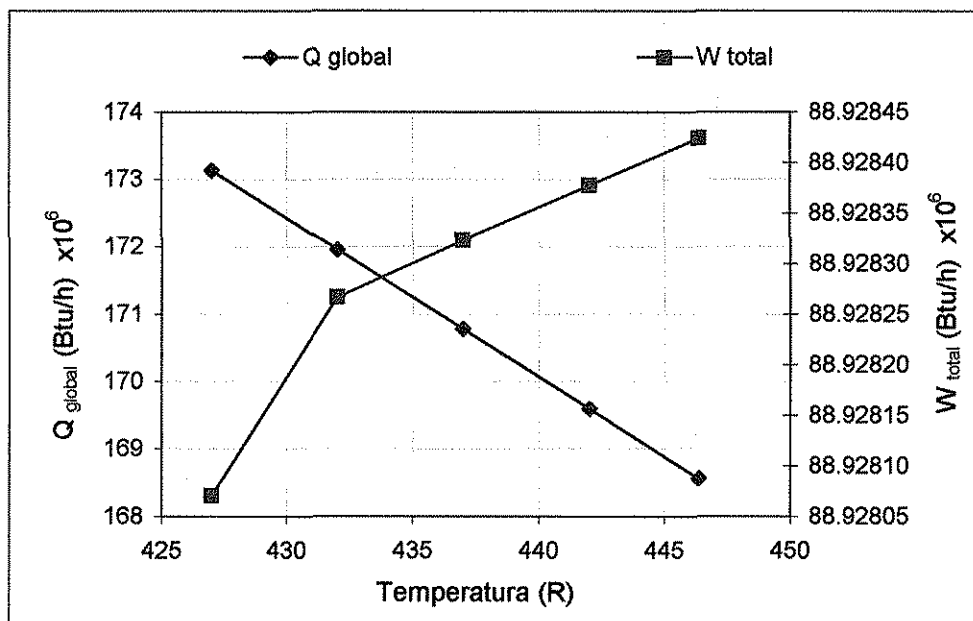
Gráfica 4. 7. Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA - 101, efecto de la disminución de la temperatura de la corriente 4 en el sistema DA-101 + EA-150

La gráfica 4. 8 muestra que al disminuir el gradiente de temperatura entre la corriente de alimentación 4 y la etapa 18, disminuye el trabajo perdido de la etapa de alimentación 18 y 29, pero aumenta considerablemente en el plato 30, como una resultante del aumento de la carga térmica de los rehervidores de la torre desmetanizadora DA-101.



Gráfica 4. 8. Porcentaje del trabajo perdido en la torre desmetanizadora DA-101, efecto de la disminución de la temperatura de la corriente 4

Analizando el comportamiento de los servicios auxiliares de la planta, se observa que la carga térmica global aumenta, en tanto que la potencia total disminuye, como se muestra en la gráfica 4. 9.



Gráfica 4. 9. Comportamiento de los servicios auxiliares en la disminución de la temperatura de la corriente 4 (proceso criogénico)

#### 4. 2. 2. Efecto del aumento de la presión de operación del tanque flash FA-102 en la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101

El objetivo de la variación de presión de la corriente de alimentación 4 es enriquecer su fase líquida con etano, forzando la separación de éste del resto de los compuestos de la corriente 4, antes de llegar a la torre desmetanizadora propiciando el aumento de la pureza en el domo de dicha torre, y así disminuir las irreversibilidades generadas por el gradiente de composición de la etapa 18 y la corriente 4, al mismo tiempo se pretende reducir el consumo de servicios auxiliares en el proceso criogénico.

Para lograr la variación de la presión del tanque FA-102, se propuso implementar un compresor (GB-104) al inicio del proceso, mismo que proporcionaría el cambio de la presión, respetando las caídas de presión de los operaciones intermedias entre el compresor GB-104 y el tanque flash FA-102, este cambio de ilustra en la fig. 4. 3.

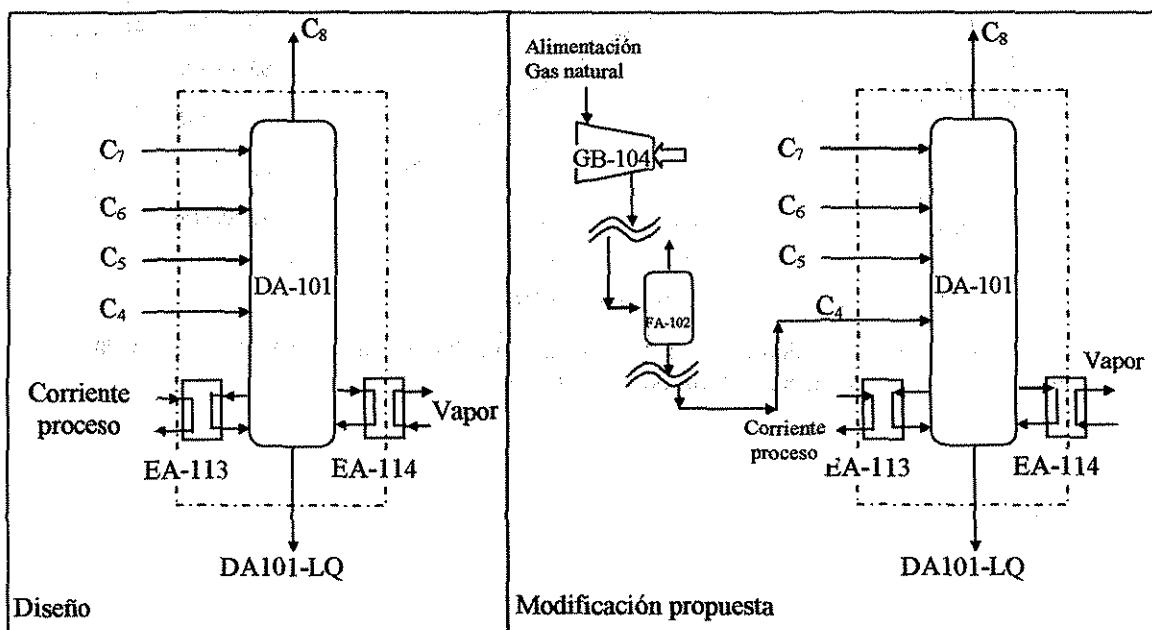


Fig. 4. 3. Modificación propuesta para disminuir la temperatura de la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101.

A continuación se enlistan las modificaciones propuestas para la presión de operación del tanque flash FA-102.

$$\text{Tanque FA-102 (T = 15^\circ\text{F})} \left\{ \begin{array}{l} P_1 = 871 \text{ psia (diseño)} \\ P_2 = 901 \text{ psia} \\ P_3 = 841 \text{ psia} \end{array} \right.$$

En la tabla 4. 5, se muestran los resultados de las variaciones de presión propuestos al tanque flash FA-102

Tabla 4. 5. Comparación del flujo de etano en la fase líquida al variar la presión de operación del tanque flash FA-102

Componente	Flujo molar (lbmol/h)			
	Corriente 92	Corriente 62		
CO <sub>2</sub>	18.857	2.731	2.596	2.866
metano	46714.790	3534.435	3293.313	3784.109
etano	8234.174	1985.691	1920.558	2047.831
propano	4148.515	1878.822	1857.989	1896.163
<i>i</i> – butano	584.564	369.420	369.157	369.167
<i>n</i> – butano	1288.554	877.771	878.673	875.776
<i>i</i> – pentano	314.281	255.672	256.638	254.487
<i>n</i> – pentano	370.852	308.198	309.428	306.720
pseudocomponente	219.997	188.558	189.436	187.540
nitrógeno	886.274	28.018	25.481	30.749
Presión (psia)	871.100	871.1 (diseño)	841.100	901.100
Flujo total (lbmol/h)	62780.860	9429.314	9103.270	9755.408

De acuerdo a la tabla 4. 5, se observa que al aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102, aumenta la cantidad de etano en la fase líquida, por lo que las condiciones de operación elegidas para el tanque flash FA-102 son:

$$\text{Tanque FA-102} \begin{cases} P = 901 \text{ psia} \\ T = 15^\circ \text{F} \end{cases}$$

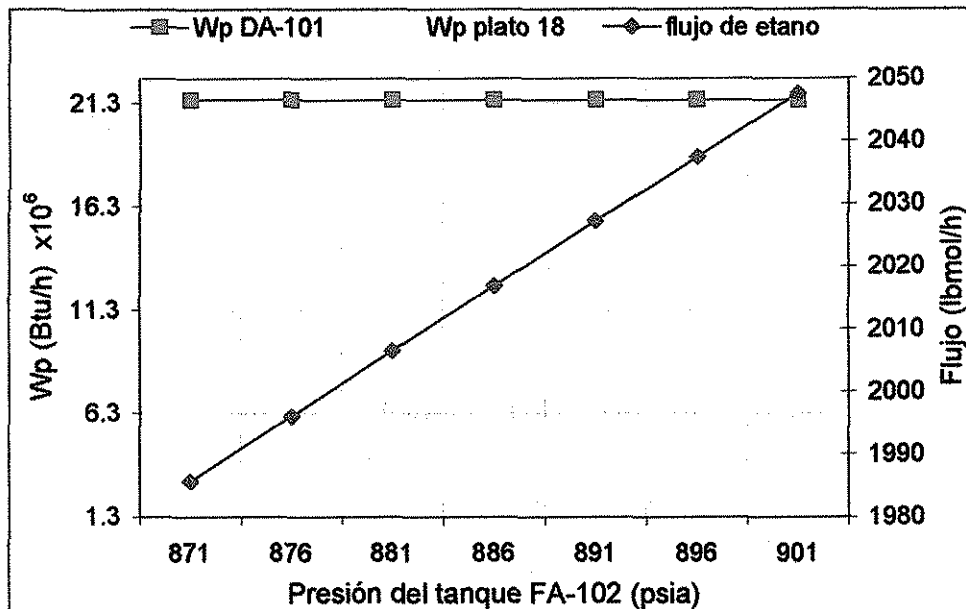
Se calculó nuevamente el trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora DA-101, con el fin de observar si se logra el abatimiento del gradiente de composición en la combinación corriente de alimentación 4 – plato de alimentación 18, y que éste a su vez se refleje en la disminución del trabajo perdido de dicho plato, así como en el trabajo perdido total de la torre desmetanizadora, estos cambios se muestran en la tabla 4. 6.

Tabla 4. 6. Comportamiento del trabajo perdido en la torre desmetanizadora DA-101 al aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102

Presión del tanque flash FA-102 (psia)	Flujo etano fase líquida (lbmol/h)	W <sub>p</sub> <sub>plato 18</sub> (Btu/h) x10 <sup>-6</sup>	W <sub>p</sub> <sub>DA-101</sub> (Btu/h) x10 <sup>-6</sup>	W <sub>p</sub> <sub>GB-104</sub> (Btu/h) x10 <sup>-6</sup>	W <sub>p</sub> <sub>DA-101+GB-104</sub> (Btu/h) x10 <sup>-6</sup>
871.1 (diseño)	1985.691	2.053	21.467	---	21.460
876.00	1996.048	2.048	21.462	0.112	21.570
881.00	2006.533	2.044	21.453	0.224	21.670
886.00	2016.934	2.040	21.450	0.334	21.780
891.00	2027.250	2.036	21.446	0.444	21.890
896.00	2037.482	2.032	21.441	0.553	21.990
901.00	2047.629	2.027	21.439	0.665	22.100

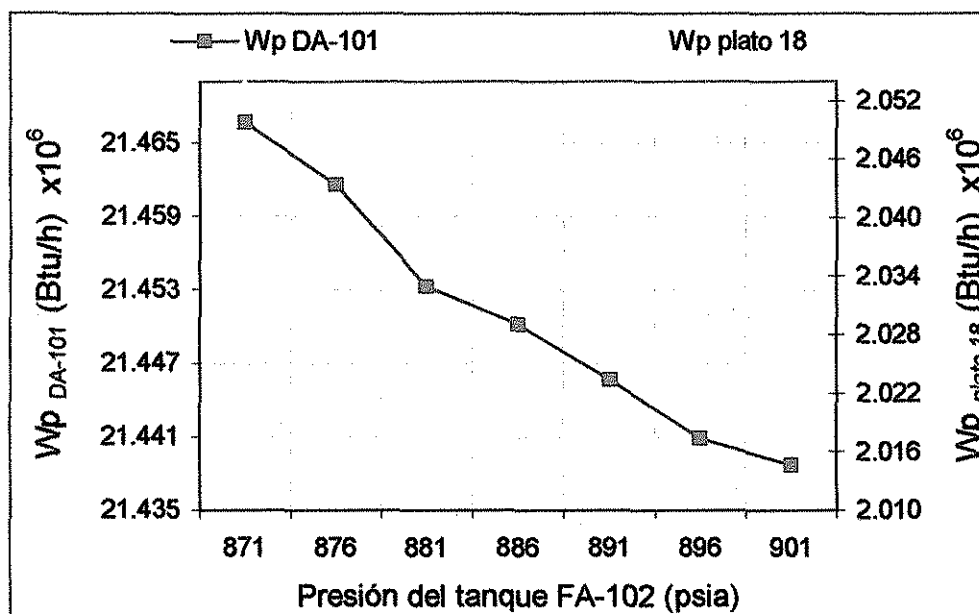
Se observa en la tabla 4. 6, que conforme aumenta la presión del tanque flash FA-102, el flujo de etano aumenta rápidamente, en tanto que disminuye el trabajo perdido del plato 18 en 26000 Btu/h, así como de la torre desmetanizadora en 30000 Btu/h, mostrando una tendencia de disminución lenta comparada con el aumento del flujo de etano. Este

comportamiento es el resultado del abatimiento del gradiente de composición entre la corriente 4 y el plato 18 (ver gráfica 4. 10).



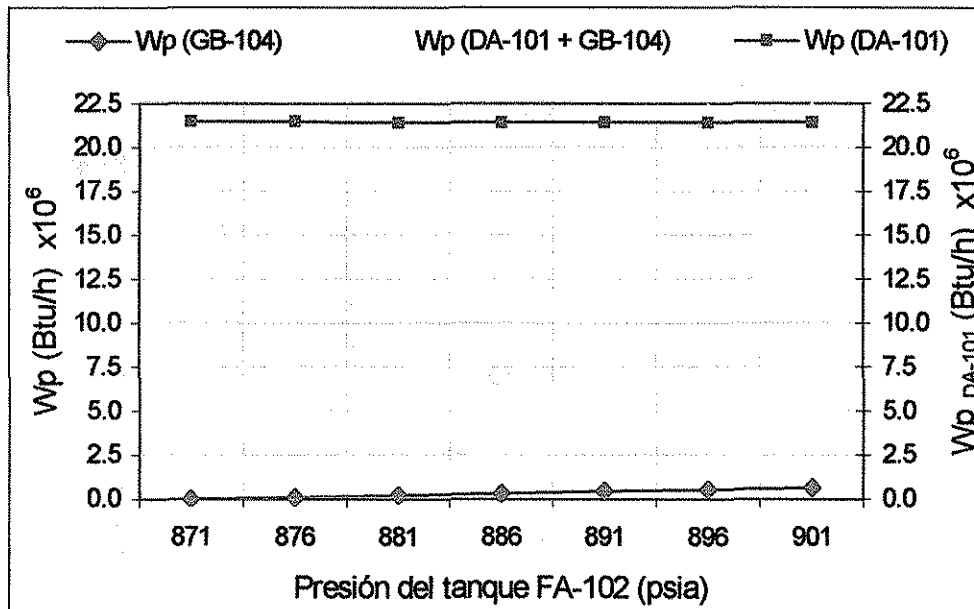
Gráfica 4. 10. Efecto del aumento del flujo de etano en el trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA - 101 y del plato 18, dado el aumento de la presión del tanque flash FA-102

En la gráfica 4. 11 se observa que al cambiar la escala de medición del trabajo perdido es más evidente su tendencia a disminuir tanto del plato 18 como de la torre DA-101 al aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102.



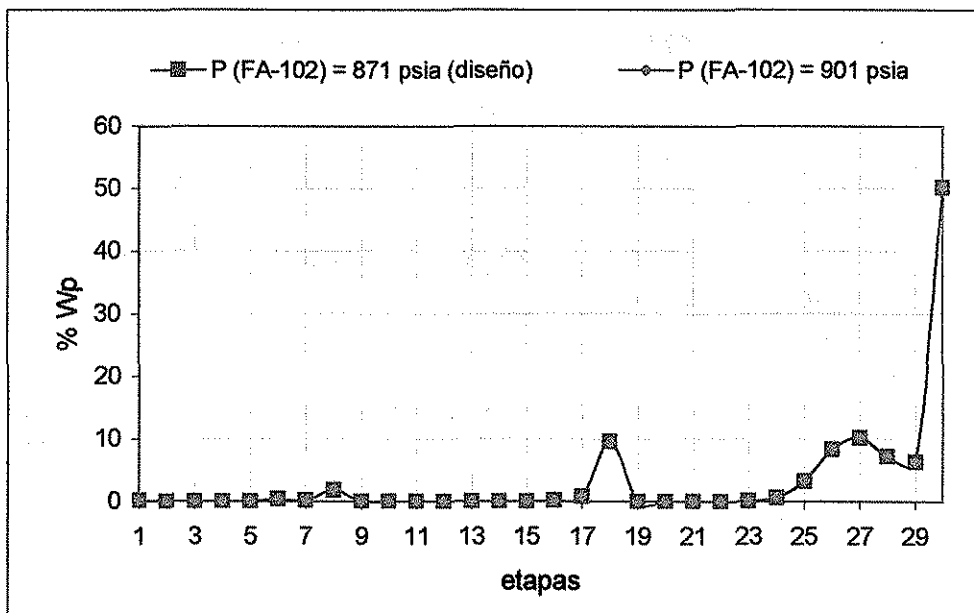
Gráfica 4. 11. Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA - 101 y del plato 18, efecto del aumento de la presión del tanque flash FA-102

En la gráfica 4. 12, se observa que conforme el trabajo perdido del compresor propuesto GB-104 aumenta, el trabajo perdido de la torre desmetanizadora disminuye, en tanto que el trabajo perdido del sistema torre desmetanizadora DA-101 + compresor GB-104 tiene una tendencia a crecer.



Gráfica 4. 12. Trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA - 101, del sistema DA-101 + GB-104, y del compresor propuesto GB-104

En la gráfica 4. 13, se muestra el efecto del aumento de la presión de la corriente de alimentación del plato 18 (corriente 4), en el trabajo perdido de los platos al interior de la torre desmetanizadora; observando que la disminución del trabajo perdido es prácticamente inapreciable debido a que es muy pequeña dicha variación en cada plato.



Gráfica 4. 13. Porcentaje de trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA - 101, efecto del aumento de la presión del tanque flash FA - 102

La tabla 4. 7 muestra el seguimiento del consumo de servicios auxiliares de la planta así como de la implementación del compresor GB-104.

Tabla 4. 7. Comportamiento de los servicios auxiliares en la torre desmetanizadora DA-101 al aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102

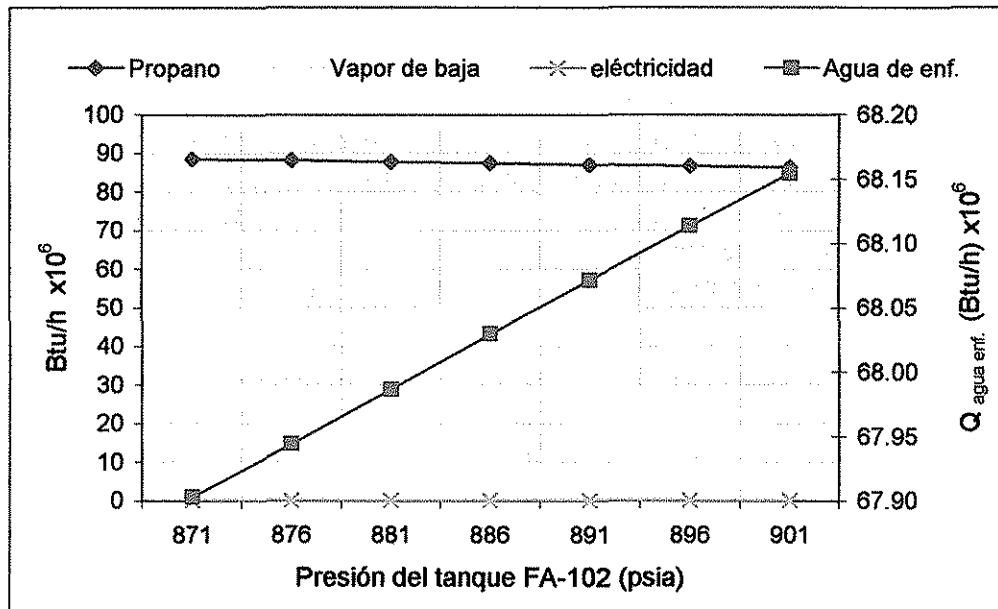
Presión del tanque flash FA-102 (psia)	Presión del compresor GB-104 (psia)	Q global (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Wcomp (HP)	Wcomp. (Btu/h) $\times 10^{-6}$	W total (Btu/h) $\times 10^{-6}$
871.1 (diseño)	---	168.50	---	---	88.40
876.00	943.70	168.20	165.34	0.421	88.82
881.00	948.70	167.90	330.00	0.840	89.23
886.00	953.70	167.50	494.01	1.257	89.65
891.00	958.70	167.20	657.35	1.673	90.07
896.00	963.70	166.90	820.05	2.087	90.48
901.00	968.70	166.50	982.11	2.499	90.89

De acuerdo con la tabla 4. 7, se encuentra que conforme se aumenta la presión del tanque FA-102, la carga global del sistema disminuye en  $1.98 \times 10^6$  Btu/h, sin embargo, como era de esperarse, la potencia total del proceso aumenta en  $2.5 \times 10^6$  Btu/h. Se hizo un análisis detallado del comportamiento de los servicios auxiliares a lo largo de los cambios propuestos, obteniéndose la tabla 4. 8.

Tabla 4. 8. Comportamiento de los servicios auxiliares al aumentar la presión de operación del tanque flash FA-102 (análisis detallado)

Presión del tanque flash FA-102 (psia)	Q intercambiadores de calor (Btu/h)			W bombas (Btu/h)
	Agua de enf. $\times 10^{-6}$	Propano $\times 10^{-6}$	Vap. de baja $\times 10^{-6}$	Electricidad $\times 10^{-6}$
871.1 (diseño)	67.90	88.62	12.04200	0.26225
876.00	67.94	88.25	12.04140	0.26223
881.00	67.98	87.87	12.04080	0.26220
886.00	68.02	87.50	12.04010	0.26217
891.00	68.07	87.13	12.03980	0.26214
896.00	68.11	86.75	12.03980	0.26212
901.00	68.15	86.39	12.04010	0.26206
$\Delta$ (aumento)	$0.2512 \times 10^6$			
$\Delta$ (dism.)		$2.232 \times 10^6$	1900.000	193.369

El análisis detallado del comportamiento de los servicios auxiliares (tabla 4. 8) indica que conforme se aumenta la presión del tanque FA-102, la carga de los intercambiadores de calor que usan el agua de enfriamiento aumenta, mientras que para los demás servicios disminuye. La potencia de las turbinas no se consideró debido a que se mantiene constante ( $8.867 \times 10^7$  Btu/h) a lo largo de todos los cambios. La gráfica 4. 14, muestra los resultados anteriores.



Gráfica 4.14. Efecto del aumento de la presión del tanque flash FA - 102 en los servicios auxiliares del proceso criogénico (análisis detallado)



#### 4. 2. 3. Reubicación de la corriente de alimentación 4 en la torre desmetanizadora

Otra posible alternativa para disminuir la generación de entropía de la etapa 18 al interior de la torre desmetanizadora DA-101, es reubicar la corriente de alimentación 4, para con esto disminuir los gradientes tanto de composición como de temperatura, por lo que se procedió a realizar los balances de materia, energía y entropía moviendo etapa a etapa dicha corriente de alimentación desde el plato 10 hasta el 26, para hallar el plato de alimentación de la corriente 4 que abata dichos gradientes y por ende genere menor entropía. Al mismo tiempo se realizó un seguimiento en el consumo de servicios auxiliares en el proceso criogénico. Esta modificación se muestra en la fig. 4. 4.

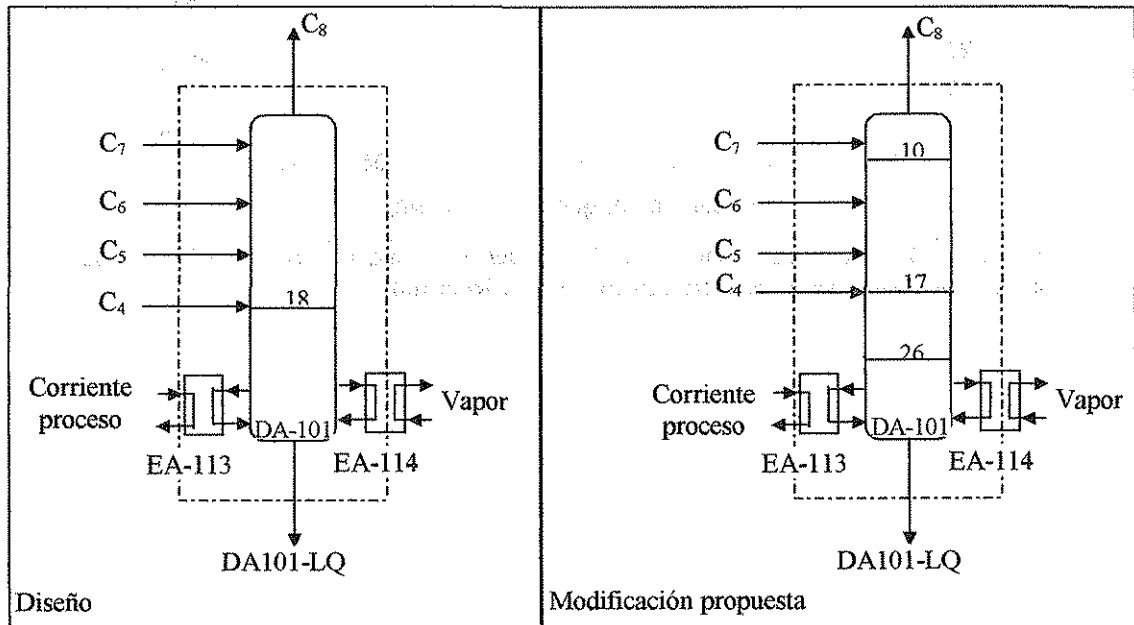


Fig. 4. 4. Modificación propuesta para reubicar a la corriente de alimentación 4 de la torre desmetanizadora DA-101.

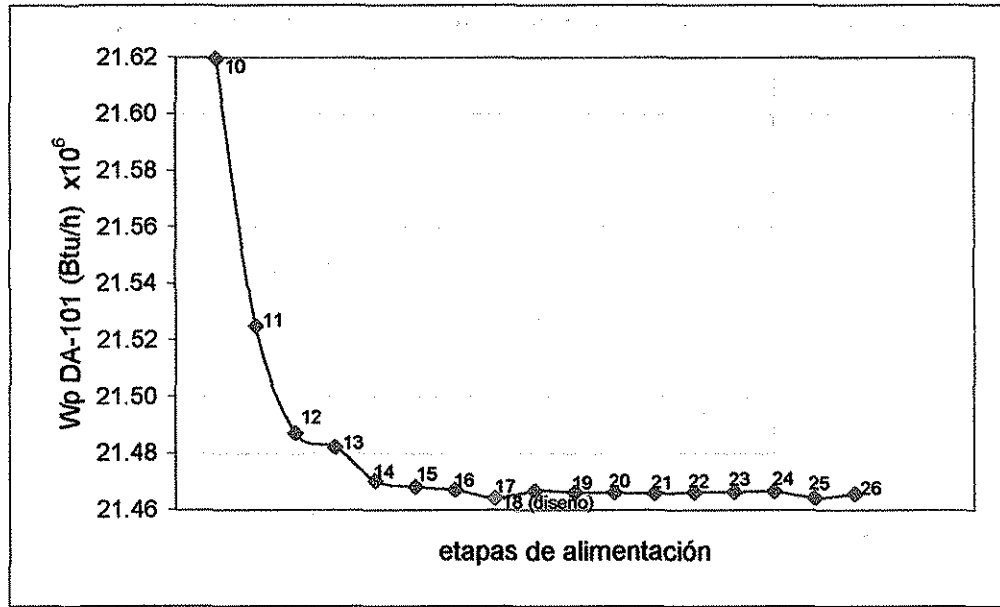
La tabla 4. 9 muestra un resumen de los cálculos del trabajo perdido realizados al interior de la torre desmetanizadora a lo largo de la parametrización realizada.

Es importante mencionar que este análisis se incluyó con el fin de dejar las bases para el diseño de otra torre desmetanizadora que opere con las condiciones que aquí se mencionan, es decir, se hizo para verificar el diseño de la torre desmetanizadora original.

Tabla 4. 9. Análisis de la reubicación de la corriente de alimentación 4 en la torre desmetanizadora DA-101

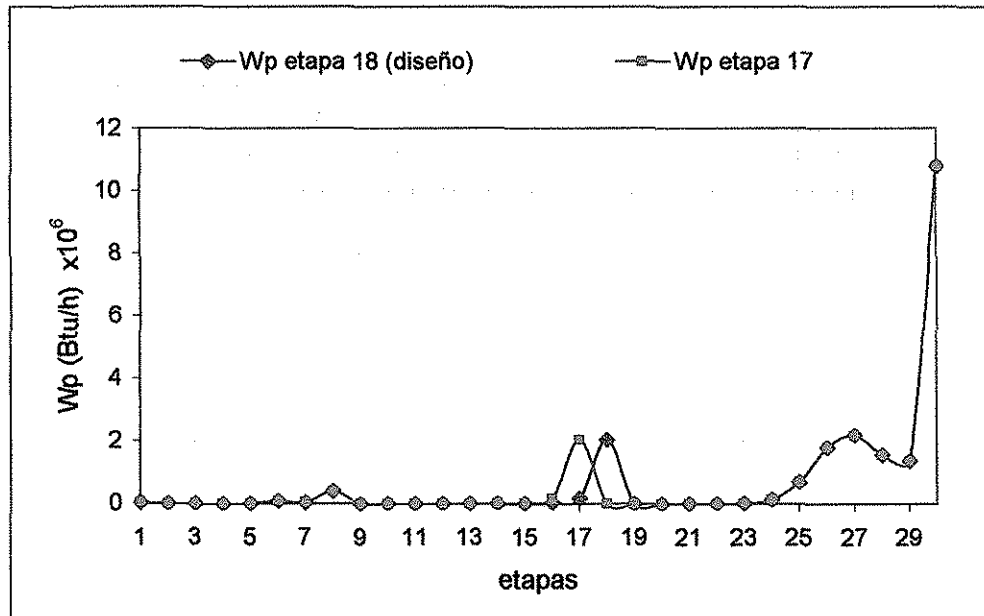
Etapa de alimentación	Wp etapa alimentada (Btu/h) $\times 10^{-6}$	S <sub>Gen Tot</sub> (Btu/h -R) DA-101 $\times 10^{-6}$	W <sub>EqMin</sub> (Btu/h) DA-101 $\times 10^{-6}$	W <sub>Eq</sub> (Btu/h) DA-101 $\times 10^{-6}$	Wp total (Btu/h) DA-101 $\times 10^{-6}$
10	2.08450	0.03986	-18.05600	3.56350	21.61956
11	2.06720	0.03969	-17.96800	3.55650	21.52503
12	2.06060	0.03962	-17.93300	3.55390	21.48712
13	2.05780	0.03961	-17.92200	3.55290	21.48207
14	2.05650	0.03958	-17.91800	3.55250	21.47031
15	2.05600	0.03958	-17.91600	3.55230	21.46808
16	2.05460	0.03958	-17.91500	3.55220	21.46697
17	2.05420	0.03957	-17.91300	3.55220	21.46413
18 (diseño)	2.05340	0.03958	-17.91400	3.55220	21.46663
19	2.05250	0.03958	-17.91400	3.55220	21.46613
20	2.05080	0.03958	-17.91400	3.55220	21.46609
21	2.04760	0.03958	-17.91300	3.55220	21.46574
22	2.03960	0.03958	-17.91400	3.55220	21.46621
23	2.02730	0.03958	-17.91400	3.55220	21.46628
24	2.06510	0.03958	-17.91400	3.55220	21.46649
25	2.42420	0.03957	-17.91300	3.55220	21.46424
26	3.28860	0.03958	-17.91300	3.55220	21.46569

En la tabla 4. 9 se observa, que al variar la etapa de alimentación, la que menor entropía generó fue la alimentación a la etapa 23, sin embargo, al analizar los resultados del trabajo perdido total de la torre desmetanizadora, el plato de alimentación 17 es el que menor trabajo perdido generó, es decir, no se encuentra tan errado el plato de alimentación del diseño original. La diferencia de trabajo perdido entre ambas etapas es de 2502.544 Btu/h. A continuación se muestra en la gráfica 4. 15 los cálculos anteriores.



Gráfica 4. 15. Trabajo perdido total en la reubicación de la corriente de alimentación 4 en la torre desmetanizadora DA-101

La gráfica 4. 16, muestra el efecto de la diferente ubicación de la corriente de alimentación 4 (etapas de alimentación 17 y 18) en el trabajo perdido de los platos al interior de la torre desmetanizadora; se puede apreciar que salvo la diferencia en la ubicación de la corriente 4, no son significativos los cambios en los demás platos que conforman a la torre desmetanizadora.



Gráfica 4. 16. Comparación del trabajo perdido total en la reubicación de la corriente de alimentación 4, en la torre desmetanizadora DA-101 (análisis por etapas)

Al hacer un análisis en los servicios auxiliares (tabla 4. 10), se encuentra que del plato de alimentación 17 al 18, disminuye la carga térmica global, en tanto que la potencia total se incrementa.

Tabla 4. 10. Comportamiento de los servicios auxiliares al variar la etapa de alimentación de la corriente 4 en la torre desmetanizadora DA-101

Etapa de alimentación	Q global (Btu/h) $\times 10^{-6}$	W total (Btu/h) $\times 10^{-6}$
18 (diseño)	168.5632	88.9284
17	168.5629	88.9300

Un análisis detallado de los servicios auxiliares se muestra en la tabla 4. 11, se observa que los intercambiadores que emplean agua de enfriamiento disminuyen de la etapa 18 a la 17, aumenta en los intercambiadores que emplean vapor de baja y en el servicio eléctrico de las bombas también se incrementa. No se incluyen las cargas térmicas de los intercambiadores que usan propano debido a que es constante dicha carga ( $8.862 \times 10^7$  Btu/h), así como la potencia de las turbinas ( $8.867 \times 10^7$  Btu/h).

Tabla 4. 11. Comportamiento de los servicios auxiliares al variar la etapa de alimentación de la corriente 4 en la torre desmetanizadora DA-101 (análisis detallado)

Etapa de alimentación	Q intercambiadores de calor (Btu/h)		W bombas (Btu/h)
	Agua de enf. $\times 10^{-6}$	Vap. de baja $\times 10^{-6}$	Electricidad
18 (diseño)	67.9032	12.0420	262253.063
17	67.9028	12.0422	263780.775
$\Delta$ (aumento)		200	1527.712
$\Delta$ (dism.)	400		

### 4. 3. RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN Y DISEÑO DEL PROCESO CRIOGÉNICO

Con base a las gráficas y tablas anteriores, se extraen los siguientes resultados de las modificaciones propuestas al proceso criogénico así como del rediseño de la torre desmetanizadora.

A lo largo del análisis se consideró que en todos los cambios propuestos el objetivo fue disminuir la magnitud del trabajo perdido de la torre desmetanizadora de tal forma que al integrar el trabajo perdido del equipo propuesto, en el sistema torre desmetanizadora DA-101 + equipo propuesto sea menor que el trabajo perdido del proceso original sin aumentar el consumo de servicios auxiliares.

#### **Plato 30**

##### *Aumento de la temperatura de la corriente 4*

La modificación residía en adaptar el intercambiador de calor EA-160 en la etapa 18, para aumentar la temperatura de la corriente 4, y de esta forma eliminar el intercambiador de servicios auxiliares EA-114 ubicado en la etapa 30, dado que en la torre desmetanizadora se secan los platos 29 y 8 al llegar a 6°F, no se alcanza la temperatura necesaria para eliminar el intercambiador de servicios auxiliares EA-114.

El trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101 disminuye en tanto que el trabajo perdido del sistema DA-101 + EA-160 también decrece.

En cuanto a los servicios auxiliares, la carga térmica global del proceso aumenta al igual que la potencia total del proceso.

Dados los resultados anteriores se descarta la posibilidad de llevar a cabo ésta modificación al proceso criogénico.

Con esta modificación, se comprobó que la ubicación del intercambiador de calor que proporciona la carga térmica a la torre desmetanizadora es correcta, dado que los cambios probados muestran que el mismo proceso impide la reubicación de dicha carga térmica.

#### **Plato 18**

##### *Disminución de la temperatura de la corriente 4*

La modificación consistía en adaptar el intercambiador de calor EA-150 para disminuir la temperatura de la corriente 4, al llegar a -33°F, se dan cruzamientos de temperatura en dos intercambiadores de calor del proceso (EA-102 y EA-110) lo que impide seguir enfriando hasta alcanzar la temperatura del plato 18 (-57°F).

El trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101 aumenta mientras que el trabajo perdido del sistema DA-101 + EA-150 también se incrementa.

En cuanto a los servicios auxiliares, se tiene que la carga térmica global del proceso aumenta en tanto que la potencia total del proceso disminuye.

Con base en los resultados anteriores se anula la posibilidad de llevar a cabo ésta modificación al proceso criogénico.

#### *Aumento de la presión de operación del tanque flash FA-102*

La modificación proponía adaptar el compresor GB-104 en la corriente de alimentación (corriente 1), para aumentar la presión del tanque flash FA-102 a 901 psia, y de ésta forma incrementar el flujo de etano de la corriente 4 en su fase líquida a 2047.63 lbmol/h.

El trabajo perdido de la torre desmetanizadora DA-101 disminuye en tanto que el trabajo perdido del sistema DA-101 + GB-104 se incrementa.

En cuanto a los servicios auxiliares, se tiene que la carga térmica global del proceso disminuye, la potencia total del proceso aumenta.

Con sustento en los resultados anteriores se confirma la posibilidad de llevar a cabo ésta modificación al proceso criogénico.

No obstante, esta modificación esta sujeta a la aprobación de la compra de un compresor que requiere de una potencia mínima de 982.11 HP o en su defecto de la facilidad de que el gas natural de alimentación llegue con la presión requerida (968.7 psia).

#### *Reubicación de la corriente de alimentación 4*

Éste análisis se realizó para un planteamiento a futuro en nuevas plantas criogénicas que se estén instalando, bajo condiciones de operación similares, debido a que implica el cambio del diseño de la torre desmetanizadora.

Se propuso hacer un análisis al interior de la torre desmetanizadora ubicando plato a plato a la corriente de alimentación 4, para encontrar la etapa que menores irreversibilidades generase.

El plato que menor trabajo perdido genera es el 17, con una diferencia de 2502.54 Btu/h con respecto al de diseño (plato 18).

En cuanto a los servicios auxiliares, se tiene que la carga térmica global del proceso disminuye y la potencia total del proceso aumenta.

Con base en los resultados anteriores se confirma la posibilidad de llevar a cabo ésta modificación al proceso criogénico, debido a la disminución del trabajo perdido, sin embargo dado que la potencia del proceso aumenta, se recomienda hacer un análisis económico que involucre a los servicios auxiliares que aumentan y disminuyen en el proceso a fin de que se ratifique o descarte dicho cambio, cabe señalar que este análisis queda fuera de los alcances de este trabajo.

Es importante resaltar que uno los gradientes que afectan tanto al plato 30 como al 18 en la torre desmetanizadora, es el gradiente térmico, sin embargo como se constató, los cambios propuestos para abatir dicho gradiente no resultaron ser apropiados por las razones expuestas anteriormente. Sin embargo en el capítulo 5, se analizará la red térmica del proceso en forma integral, por lo que es posible reducir el trabajo perdido tanto de los intercambiadores de calor que dieron origen al análisis de la metodología pinch, como de la torre desmetanizadora, gracias al reajuste de la red térmica.



## CAPÍTULO 5

# METODOLOGÍA PINCH

---

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos al aplicar la metodología pinch para encontrar aquellas modificaciones que conduzcan a un uso eficiente de la energía en el caso estudio. Se efectúa para este propósito un análisis del estado actual de la red de intercambio térmico del proceso criogénico. Se proponen casos de estudio en donde se toman tres posibles arreglos.

En la primera parte, se hace un análisis de la red de intercambio térmico en las condiciones de operación actuales, el cual corresponde al caso base. En este se utiliza la información de las corrientes de proceso y servicios auxiliares (condiciones y propiedades termodinámicas) y el acercamiento mínimo de temperatura, para generar las curvas compuestas y la Gran Curva compuesta con la ayuda del software de integración de energía ADVENT<sup>(23)</sup> ver. 5.0. Se determina el número mínimo de unidades así como los reportes de la red de intercambio de calor actual, se genera la red de intercambio de calor del diseño actual.

En la segunda parte se realiza la eliminación de los ciclos de la red de intercambio actual, dejando este apartado como base de diseño para futuras plantas que operen en condiciones similares.

En la tercera parte se plantearan tres casos de estudio, conservando las condiciones de operación (temperatura, presión y flujos de las corrientes de alimentación o de salida) de los equipos ajenos a la red de intercambio de calor. Para cada caso se genera el diagrama del proceso que muestra la modificación propuesta así como la red de intercambio térmico del proceso, y los reportes de los resultados de cada cambio.

En la cuarta parte se efectúa el análisis de la metodología híbrida de los casos de estudio, atendiendo a los intercambiadores de calor y la torre desmetanizadora para finalizar con el proceso criogénico completo.

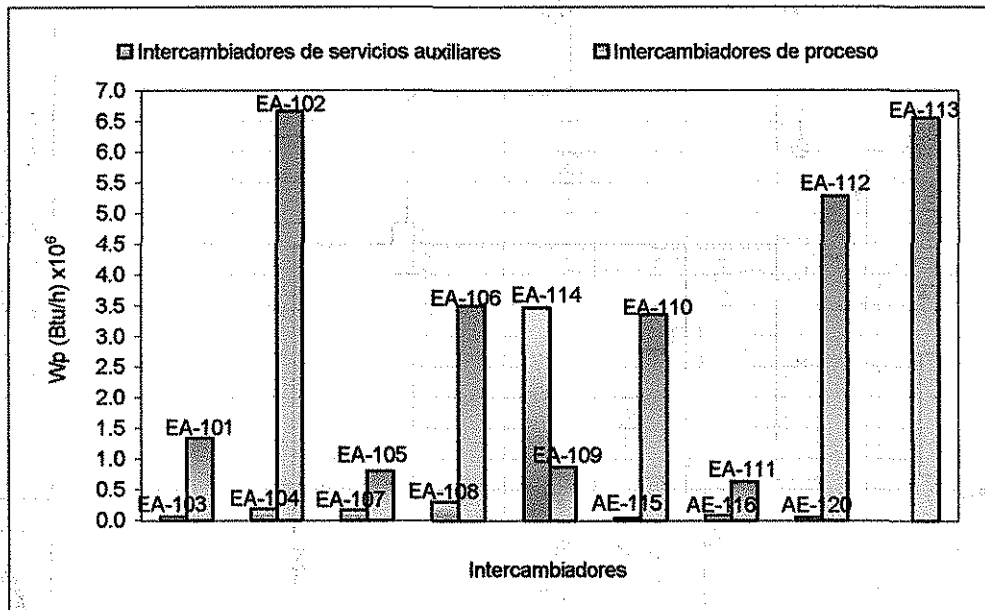
Al proponerse una modificación al arreglo existente, no se espera llegar al esquema de proceso óptimo, sino a un arreglo que resulte práctico, en el cual se trata de aprovechar, en la medida conveniente los equipos ya instalados disminuyendo la inversión subsecuente, es decir, se plantean reajustes a la red de intercambio térmico.





## 5. 1. ANÁLISIS DE LA RED DE INTERCAMBIO TERMICO ACTUAL

Antes de iniciar el análisis térmico de la red, se presentará el antecedente que condujo al análisis de la metodología pinch, es decir, los resultados del análisis del trabajo perdido del proceso criogénico (capítulo 3). A continuación se muestra la gráfica 5. 1, en la cual se observa el trabajo perdido que generan los intercambiadores de calor de la planta.



Gráfica 5. 1. Trabajo perdido de los intercambiadores de calor del proceso criogénico

Se observa en la gráfica 5. 1, que son los intercambiadores de calor de proceso los que mayores irreversibilidades generan, principalmente los intercambiadores EA-102, EA-113 y EA-112, y sólo el intercambiador EA-114 de servicios auxiliares es el que tiene una generación de irreversibilidades considerable, comparada con los otros intercambiadores de servicios. Como era de esperarse a partir de los resultados presentados en el capítulo 3, son justamente los intercambiadores EA-113 y EA-114 dos de los principales generadores de entropía, mismos que se encuentran acoplados a la torre desmetanizadora DA-101.

### 5. 1. 1. Identificación de las corrientes de proceso y de servicios auxiliares

Para el análisis térmico de la red, en la configuración actual, se identificó a las corrientes de proceso (calientes y frías) y de servicios auxiliares (tipo de servicio) en un diagrama de proceso, en éste se presenta la nomenclatura de las corrientes como se manejan a lo largo del análisis (ver fig. 5. 1).

En la tabla 5. 1, se especifican las propiedades termodinámicas de las corrientes calientes y frías del proceso, así como su carga térmica. Se especifican los segmentos en los que se dividen algunas corrientes, se encuentran especificados por letras (2a, 2b, etc), para finalmente determinar a que corriente corresponde así como su temperatura inicial y final. Más adelante se explicará la razón de esta división por segmentos.

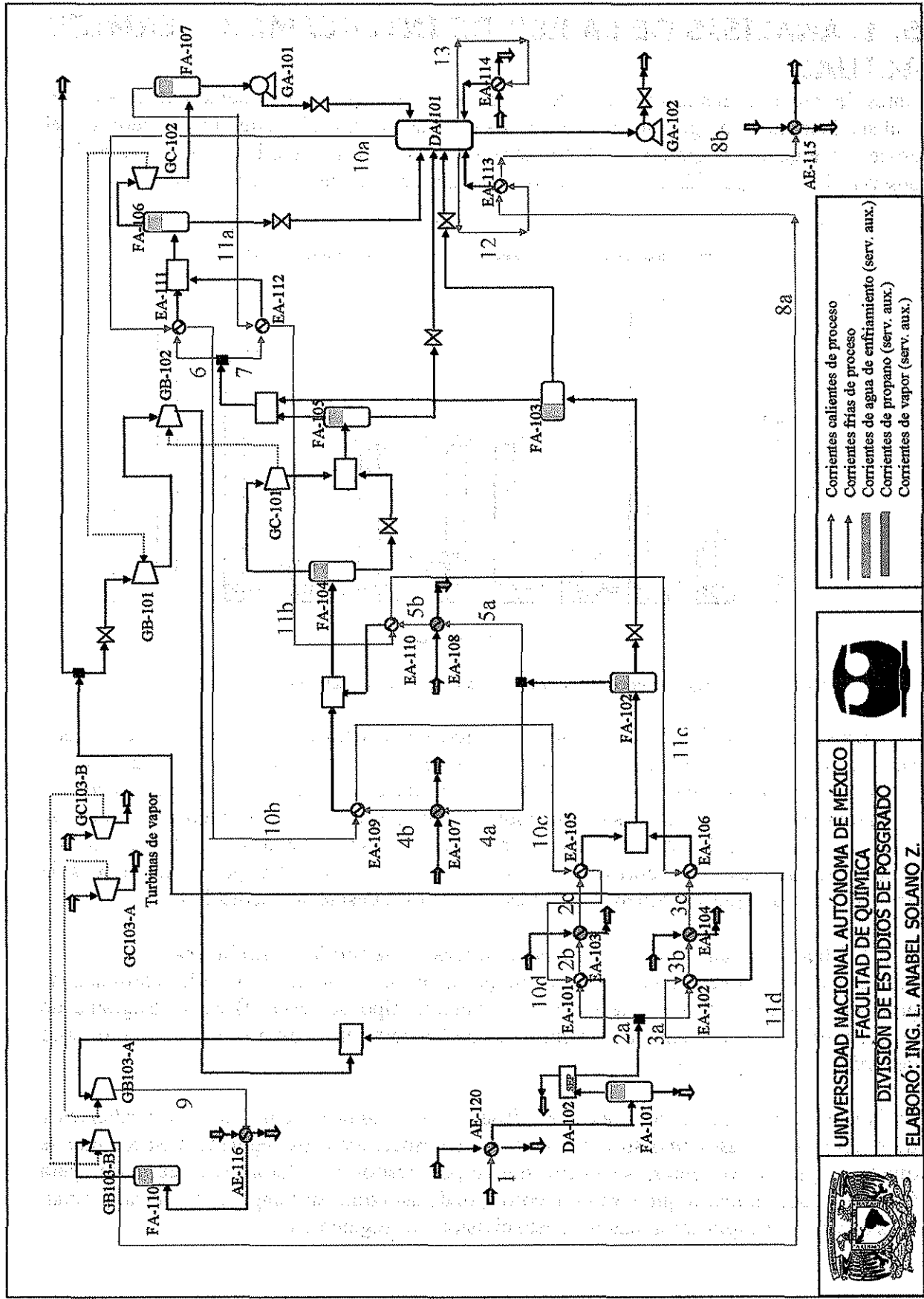


Fig. 5. 1. Corrientes de proceso y de servicios auxiliares del proceso criogénico



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE QUÍMICA  
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
 ELABORÓ: ING. L. ANABEL SOLANO Z.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE QUÍMICA  
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
 ELABORÓ: ING. L. ANABEL SOLANO Z.

Tabla 5. 1. Condiciones y propiedades termodinámicas de las corrientes calientes y frías del proceso criogénico

Intercambiador de calor	Qintercambiador (Btu/h) $\times 10^6$	Nombre de la corriente		mCp (Btu/h R)	Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	$\Delta T$ (°F)
		ADVENT	ASPEN				

## Corrientes calientes (CC)

AE-120	3.30	1	1	610343.33	109.40	104.00	5.40
EA-101	10.22	2a	28	243780.42	104.20	62.27	41.93
EA-103	11.86	2b	29	327089.29	62.27	26.00	36.27
EA-105	3.43	2c	34	324661.43	26.00	15.44	10.56
Corriente		2			104.20	15.44	
EA-102	32.45	3a	31	772320.83	104.20	62.18	42.02
EA-104	36.33	3b	32	1032675.43	62.18	27.00	35.18
EA-106	12.62	3c	35	1040259.13	27.00	14.87	12.13
Corriente		3			104.20	14.87	
EA-107	9.69	4a	40	276821.85	15.00	-20.00	35.00
EA-109	4.43	4b	41	317916.81	-20.00	-33.92	13.92
Corriente		4			15.00	-33.92	
EA-108	30.74	5a	42	830706.35	15.00	-22.00	37.00
EA-110	16.74	5b	43	962159.25	-22.00	-39.40	17.40
Corriente		5			15.00	-39.40	
EA-111	3.66	6	48	142035.00	-66.91	-92.71	25.80
EA-112	19.39	7	51	746773.15	-66.91	-92.88	25.97
EA-113	53.20	8a	80	474928.78	220.95	108.92	112.02
AE-115	0.129	8b	56	139663.16	108.92	108.00	0.92
Corriente		8			220.95	108.00	
AE-116	64.48	9	79	450901.20	266.30	123.30	143.00

$$\Sigma Q_{CC} = 312.67 \times 10^6 \text{ Btu/h}$$

## Corrientes frías (CF)

EA-111	3.66	10a	8	116614.65	-111.40	-79.98	31.42
EA-109	4.43	10b	50	106346.85	-79.98	-38.37	41.61
EA-105	3.43	10c	45	101565.84	-38.37	-4.61	33.76
EA-101	10.22	10d	37	98650.50	-4.61	99.00	103.62
Corriente		10			-111.40	99.00	
EA-112	19.39	11a	72	406384.30	-129.40	-81.68	47.72
EA-110	16.74	11b	53	368513.40	-81.68	-36.25	45.43
EA-106	12.62	11c	47	362584.25	-36.25	-1.45	34.80
EA-102	32.45	11d	39	357504.64	-1.45	89.32	90.78
Corriente		11			-129.40	89.32	
EA-113	53.20	12	54	1653025.66	68.36	100.54	32.18
EA-114	12.04	13	57	408577.18	68.36	97.83	29.47

$$\Sigma Q_{CF} = 168.18 \times 10^6 \text{ Btu/h}$$

Por lo que  $\Delta Q_{\min} = 312.67 \times 10^6 - 168.18 \times 10^6 = 144.48 \times 10^6 \text{ Btu/h}$  (servicios de enfriamiento)

### 5. 1. 2. Determinación del acercamiento mínimo de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ )

Para conocer el estado del sistema, se debe de especificar un  $\Delta T_{\min}$ , el cual es la diferencia más baja de temperaturas entre las corrientes que intercambian calor en el proceso, éste se determinó haciendo un análisis en todos los intercambiadores de calor del proceso, dicho análisis se muestra en la tabla 5. 2.

Tabla 5. 2. Determinación del  $\Delta T_{\min}$  del proceso criogénico

Intercambiador de calor	Corrientes calientes (°F)		Corrientes frías (°F)		$\Delta[T_{\text{entrada(cc)}}-T_{\text{salida(cf)}}]$ (°F)	$\Delta[T_{\text{salida(cc)}}-T_{\text{entrada(cf)}}]$ (°F)
	$T_{\text{entrada}}$	$T_{\text{salida}}$	$T_{\text{entrada}}$	$T_{\text{salida}}$		
EA-103	62.27	26.00	2.96	3.96	58.31	23.04
EA-104	62.18	27.00	2.96	3.96	58.22	24.04
EA-107	15.00	-20.00	-34.00	-28.17	43.17	14.00
EA-108	15.00	-22.00	-34.00	-32.79	47.79	12.00
EA-114	312.80	305.89	68.36	97.83	214.97	237.54
AE-115	108.92	108.00	89.60	89.67	19.26	18.40
AE-116	266.30	123.30	89.60	115.13	151.17	33.70
AE-120	109.40	104.00	89.60	90.92	18.48	14.40
EA-101	104.20	62.27	-4.61	99.00	5.20	66.88
EA-102	104.20	62.18	-1.45	89.32	14.88	63.63
EA-105	26.00	15.44	-38.37	-4.61	30.61	53.24
EA-106	27.00	14.87	-36.25	-1.45	28.45	51.12
EA-109	-20.00	-33.92	-79.98	-38.37	18.37	46.06
EA-110	-22.00	-39.40	-81.68	-36.25	14.25	42.28
EA-111	-66.91	-92.71	-111.40	-79.98	13.07	18.69
EA-112	-66.91	-92.88	-129.40	-81.68	14.77	36.52
EA-113	220.95	108.92	68.36	100.54	120.41	40.57

Obteniéndose como resultado del análisis el siguiente valor:

$$\Delta T_{\min} = 5.20^{\circ}\text{F} \cong 5^{\circ}\text{F}$$

Una vez especificado el  $\Delta T_{\min}$  y las características de las corrientes de proceso y de servicio del proceso criogénico del diseño actual, se procedió a generar las gráficas básicas del pinch por medio del software de integración de energía ADVENT<sup>(23)</sup> ver. 5. 0.

En el apéndice VI, se encuentran la cascada de entalpía.

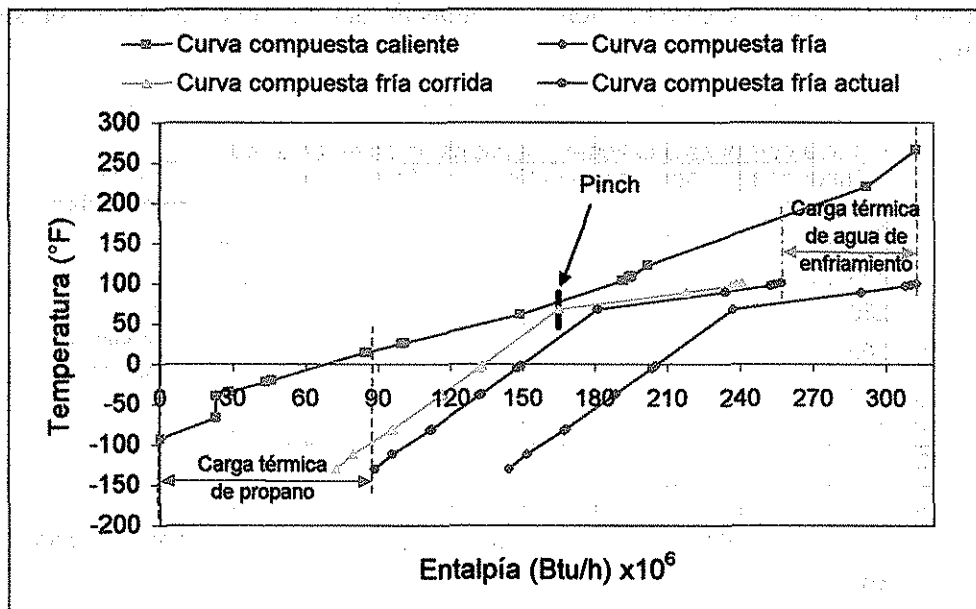
### 5. 1. 3. Curvas compuestas del proceso criogénico (diseño actual)

Las curvas compuestas para el diseño actual del proceso criogénico se presentan en la gráfica 5. 2. Se combinan las corrientes calientes en los intervalos de temperatura dados para producir la curva compuesta caliente (ver tabla VI. 1, del apéndice VI). En forma similar se combinan las corrientes frías para producir la curva compuesta fría (ver tabla VI. 2, del apéndice VI). Finalmente ambas curvas compuestas se trazan en ejes comunes de entalpía vs temperatura. De ésta gráfica se obtienen las temperaturas de la curva compuesta caliente y fría, así como la temperatura del pinch.

En la gráfica 5. 2, se observa que al hacer el corrimiento de la curva compuesta fría para llegar al acercamiento mínimo de temperatura, se tienen dos tipos de servicios de enfriamiento, es decir, a dos niveles de servicios, el que esta por arriba del pinch, correspondería a agua de enfriamiento, en tanto que la que se encuentra por debajo del pinch, correspondería a propano.

Se plantean los casos extremos de la curva compuesta fría, es decir, la curva azul corresponde al mínimo de integración de calor en tanto que la verde correspondería al máximo de integración de calor.

El corrimiento de la curva compuesta fría para llegar al acercamiento mínimo de temperatura, conlleva a realizar una reestructuración integral de la red de intercambio de calor, con el fin de aprovechar al máximo el intercambio de temperatura entre las corrientes de proceso, pero en este caso como se ha mencionado con anterioridad, al proponerse una modificación al arreglo existente, no se espera llegar al esquema de proceso óptimo, sino a un arreglo que resulte práctico, en el cual se trata de aprovechar, en la medida conveniente los equipos ya instalados disminuyendo la inversión subsecuente, es decir, se plantean reajustes a la red de intercambio térmico.



Gráfica 5. 2. Curvas compuestas caliente y fría del proceso criogénico actual

Temperaturas de ubicación del pinch:

Curva compuesta caliente: 77.92°F

Curva compuesta fría: 68.36°F

$$\text{Pinch} = \left( 77.92 - \frac{\Delta T_{\min}}{2} \right); 75.42^\circ\text{F}$$

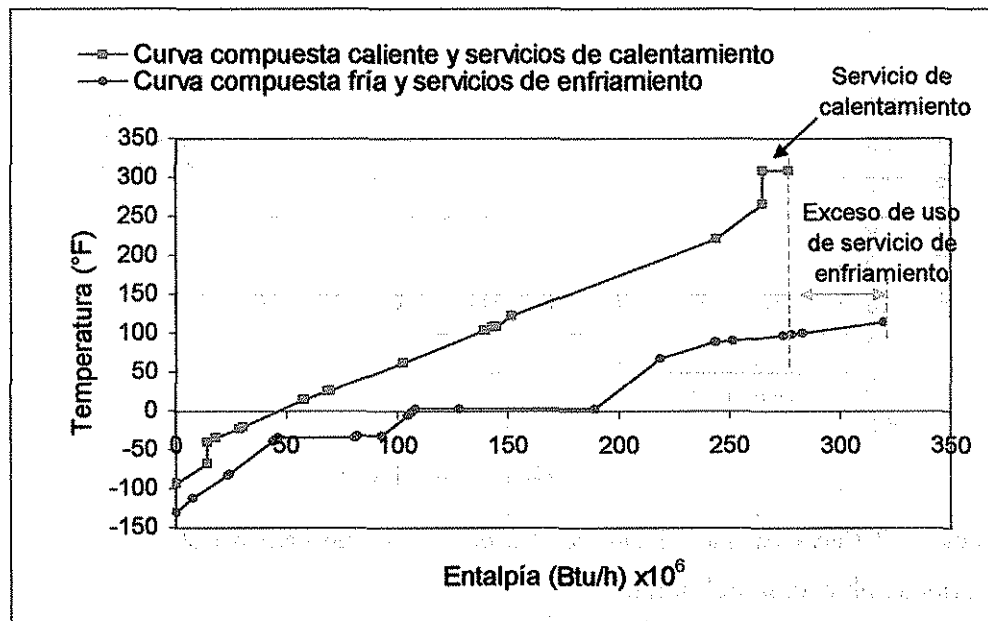
En la tabla 5. 3, se realiza un análisis de las curvas compuestas anteriores.

Tabla 5. 3. Análisis de los servicios de enfriamiento del proceso criogénico (curvas compuestas)

Curva compuesta fría	Propano			Agua de enfriamiento		
	Q (Btu/h) $\times 10^6$	Flujo másico (lb/h) $\times 10^3$	Costo (dls/h) $\times 10^6$	Q (Btu/h) $\times 10^6$	Flujo másico (lb/h) $\times 10^6$	Costo (dls/h)
Violeta (Actual)	88.6188	729.199	1.304	67.903	7.042	114.928
Azul (Intercambio mínimo entre las corrientes de proceso)	144.5	1189	2.127	0	0	0
Verde (Intercambio máximo entre las corrientes de proceso)	72.5	596.562	1.067	72	7.466	121.860

Los valores extremos en cuanto el consumo de propano son para las curvas azul y verde, la planta opera en un nivel intermedio de consumo tanto de propano como de agua de enfriamiento.

En la gráfica 5. 3, se observa las curvas compuestas calientes y frías junto con sus servicios de calentamiento y de enfriamiento. Estas curvas demuestran gráficamente que no se debe de hacer uso de servicios de calentamiento, además de que se tiene un exceso en servicios de enfriamiento.

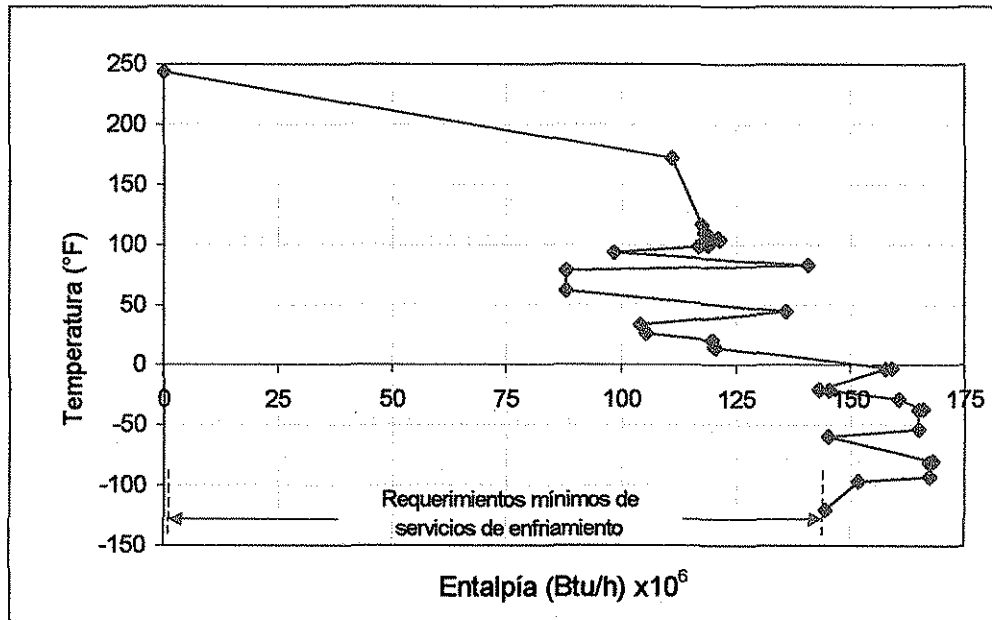


Gráfica 5. 3. Curvas compuestas caliente y fría del proceso criogénico actual, junto con los servicios auxiliares

### 5. 1. 4. Gran Curva compuesta del proceso criogénico (diseño actual)

La Gran Curva para el diseño actual del proceso criogénico se presenta en la gráfica 5. 4. Esta curva se obtiene a partir de los perfiles de las curvas compuestas y del  $\Delta T_{\min}$ . De esta gráfica se obtienen los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento de los servicios auxiliares.

En la gráfica 5. 4, se muestra la curva que correspondería a la curva azul de la gráfica 5. 2, es decir, el máximo uso de servicios de enfriamiento de propano.



Gráfica 5. 4. Gran Curva compuesta del proceso criogénico actual

Requerimientos mínimos de servicios de calentamiento: 0 Btu/h  
 Requerimientos mínimos de servicios de enfriamiento:  $144.48 \times 10^6$  Btu/h

### 5. 1. 5. Número mínimo de unidades (NMU)

Para determinar el NMU, se partirá del hecho de tanto las corrientes calientes como las frías, se bifurcan, esto resulta en que se considere dos veces la misma corriente en la contabilización de corrientes, por lo que para este análisis se consideraran como se muestra en la tabla 5. 4.

Tabla 5. 4. Número de corrientes calientes y frías del proceso criogénico

Corrientes que se unen	Corrientes que no cambian
<b>Calientes</b>	
2 y 3	1
4 y 5	8
6 y 7	9
<b>Frías</b>	
12 y 13	10
---	11

Por lo que se analiza de la siguiente forma:



NC = 6 (corrientes calientes)  
SE = 7 (servicios de enfriamiento)

NF = 3 (corrientes frías)  
SC = 1 (servicios de calentamiento)

$$\text{NMU} = 6 + 3 + 7 + 1 - 1 = 16 \text{ intercambiadores de calor}$$

NAU = 17 intercambiadores de calor

Por lo que, con este análisis, se pone en evidencia la existencia de al menos un ciclo en la red de intercambio térmico del proceso criogénico actual, es decir, se tiene al menos un intercambiador de calor que sobra en la red de intercambio térmico, sin embargo, dado que la planta esta en operación el hecho de encontrar ciclos no afecta a la operación de la planta, no obstante en el siguiente apartado se analiza la eliminación de los ciclos dejándolo establecido como base de diseño para futuras plantas que operen con condiciones similares a las de ésta plata.

Para romper los ciclos se removerán los intercambiadores de menor carga, hasta reducirla a cero, recalculando las temperaturas entre los intercambiadores sobrantes.

A partir del diagrama de proceso de la fig. 5. 1, así como de los datos de la tabla 5. 1, se generó la red de intercambio térmico del proceso criogénico actual, el cual se muestra en la fig. 5. 2, en esta figura se resaltan los dos ciclos encontrados entre los intercambiadores EA-101 y EA-105, así como entre los intercambiadores EA-102 y EA-106.

En la misma figura se observa a la corriente dos que va desde la temperatura de 109.4°F hasta 15.44°F, en ésta corriente se tienen anclados tres intercambiadores de calor, esto concuerda con la subdivisión de la misma corriente en la tabla 5. 1, y así sucesivamente, en donde se tienen subdivisiones de corrientes en ésta tabla, la fig. 5. 2, mostrará tantos intercambiadores de calor como subdivisiones.

### 5. 1. 6. Reportes de la red de intercambio de calor actual

A continuación se presentan los reportes que genera ADVENT. En el resumen general se presentan los resultados en forma global del proceso. En la tabla VI. 3 del apéndice VI, se presentan los resultados por intercambiador de calor así como un análisis de trabajo perdido, por simplificar la información se presentan en la misma tabla.

#### Resumen General

$\Delta T_{\min}$ :	5.0 °F
Temperatura del Pinch:	75.42 °F
Número total de intercambiadores:	17
Mínimo servicios de calentamiento:	0 Btu/h
Mínimo servicios de enfriamiento:	144.48 x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía total de calentamiento:	65.245x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía total de enfriamiento:	259.46x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía de calentamiento de servicios auxiliares:	12.04x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía de enfriamiento de servicios auxiliares:	156.52x10 <sup>6</sup> Btu/h
Costo de la energía de calentamiento:	49.15 dls/h
Costo de la energía de enfriamiento:	1.30x10 <sup>6</sup> dls/h
$\Delta$ (total – servicios) energía de calentamiento:	53.20x10 <sup>6</sup> Btu/h
$\Delta$ (total – servicios) energía de enfriamiento:	102.94x10 <sup>6</sup> Btu/h



**5. 1. 8. Análisis de resultados del estado actual de la red de intercambio de calor**

De acuerdo a las tablas y gráficas anteriores, se extraen los siguientes resultados:

1. Se hace uso de servicios de calentamiento, cuando se tienen suficientes corrientes calientes en el proceso como para brindar la carga térmica al intercambiador EA-114 de servicios auxiliares ( $12.04 \times 10^6$  Btu/h), lo cual representa un ahorro potencial de 49.15 dls/h.
2. Se está empleando más servicios de enfriamiento ( $156.52 \times 10^6$  Btu/h) que los mínimos calculados ( $144.48 \times 10^6$  Btu/h), es decir que se está adquiriendo  $12.04 \times 10^6$  Btu/h del servicio de enfriamiento en exceso.
3. La red de intercambio actual está diseñada con 17 unidades, en tanto que el mínimo calculado es 16 unidades, es decir, se tiene al menos un intercambiador de sobra en el proceso, lo cual se hizo evidente al detectar ciclos en la red de intercambio térmico actual.

Todas estas ineficiencias representan un ahorro potencial de energía de  $24.08 \times 10^6$  Btu/h, lo cual corresponde al 16.67% de la energía suministrada al arreglo actual con respecto a los valores mínimos.

## 5. 2. ELIMINACIÓN DE LOS CICLOS DE LA RED DE INTERCAMBIO TÉRMICO ACTUAL

Se hace la aclaración que todo este apartado, se realizó como bases de diseño para futuras plantas que operen con características similares a esta planta, considerando que la eliminación de intercambiadores sería un ahorro para una nueva planta.

A continuación se rompen los dos ciclos, por separado; en cada caso se incluyen las figuras y reportes correspondientes.

Cabe mencionar que debido a las limitaciones del del software ADVENT ver. 5.0, fue necesario generar los cambios en el simulador ASPEN PLUS, para calcular de manera rigurosa las condiciones de salida de cada intercambiador, esto es, al hacer la eliminación de los intercambiadores de calor correspondientes en cada caso, cambian las temperaturas intermedias de la corriente correspondiente para dejar fija la temperatura final de dicha corriente, son éstos cambios de temperatura los que ocasionan que cambie la capacidad calorífica ( $C_p$ ) con respecto a la corriente original, mismos que ADVENT dadas sus limitaciones es incapaz de recalcular, por lo que los cambios se llevaron a cabo en el simulador ASPEN PLUS y los cálculos correspondientes se realizaron en forma manual.

### 5. 2. 1. Eliminación del primer ciclo (intercambiador de calor EA-105)

Se elimina el intercambiador de calor EA-105, transfiriendo su carga térmica al intercambiador EA-101, se calculan las temperaturas de las corrientes resultantes, como se puede apreciar en la fig. 5. 3.

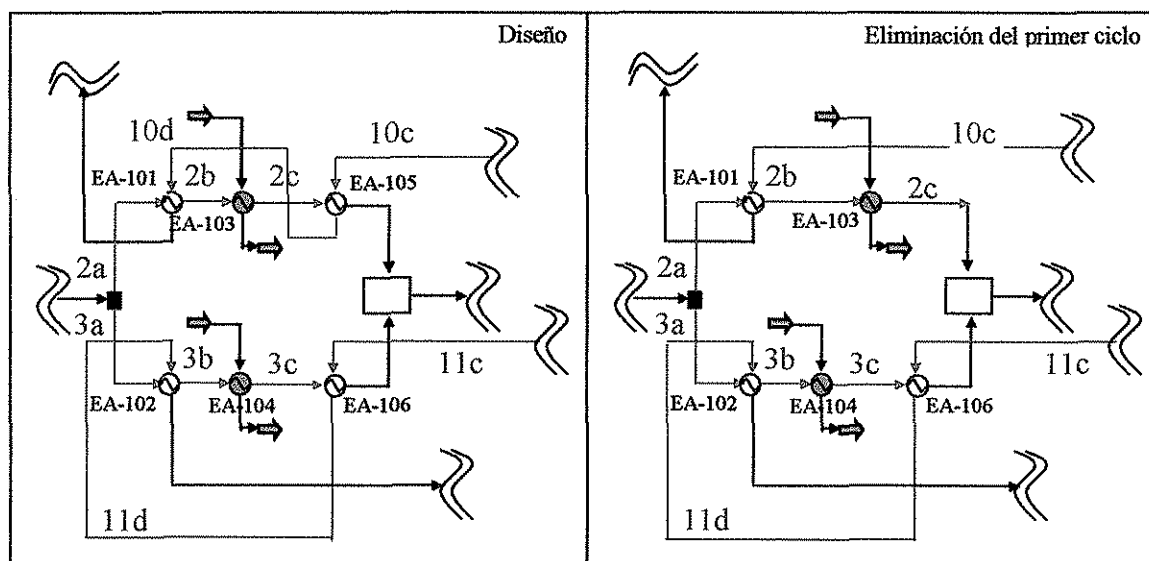


Fig. 5. 3. Diagrama de proceso mostrando la eliminación del primer ciclo

En el siguiente reporte se presentan los resultados generales de la modificación realizada a la red térmica.

**Resumen General**

Número total de intercambiadores:	16
Energía total de calentamiento:	$65.24 \times 10^6$ Btu/h
Energía total de enfriamiento:	$259.66 \times 10^6$ Btu/h
Energía de calentamiento de servicios auxiliares:	$12.04 \times 10^6$ Btu/h
Energía de enfriamiento de servicios auxiliares:	$156.72 \times 10^6$ Btu/h
Costo de la energía de calentamiento:	49.15 dls/h
Costo de la energía de enfriamiento:	$1.30 \times 10^6$ dls/h
$\Delta$ (total – servicios) energía de calentamiento:	$53.20 \times 10^6$ Btu/h
$\Delta$ (total – servicios) energía de enfriamiento:	$102.94 \times 10^6$ Btu/h

En la tabla VI. 4, del apéndice VI, se presenta el reporte de cada intercambiador de calor, así como el del análisis de trabajo perdido.

En la fig. 5. 4, se muestra la red de intercambio térmico dada la eliminación del primer ciclo (intercambiador EA-105):

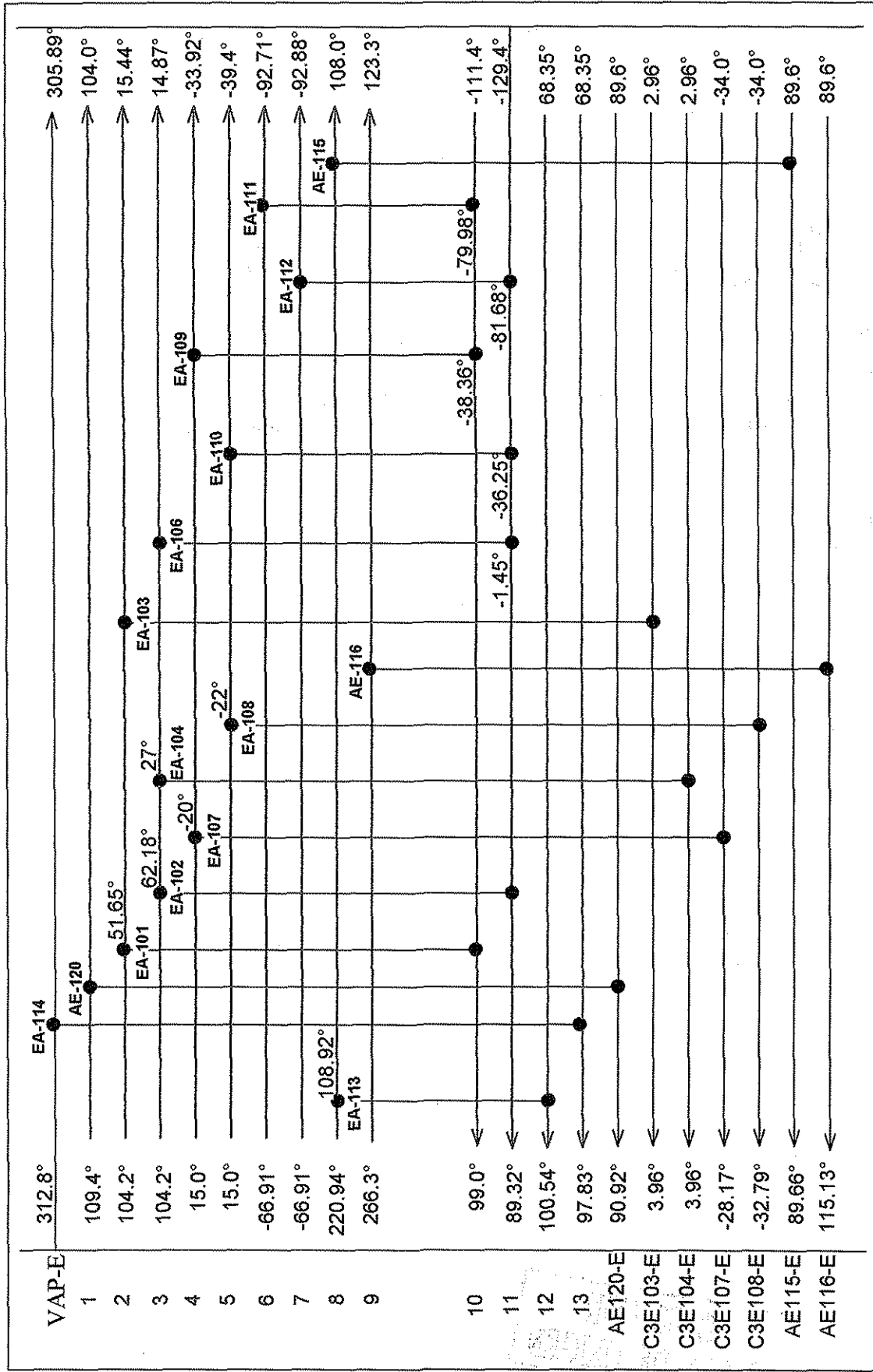


Fig. 5. 4. Red de intercambio térmico, eliminación del primer ciclo (la temperatura está especificada en grados Fahrenheit)

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

### 5. 2. 2. Eliminación del segundo ciclo (intercambiador de calor EA-106)

Se elimina el intercambiador de calor EA-106, transfiriendo su carga térmica al intercambiador EA-102, se calculan las temperaturas de las corrientes resultantes. Esta modificación se muestra en la fig. 5. 5.

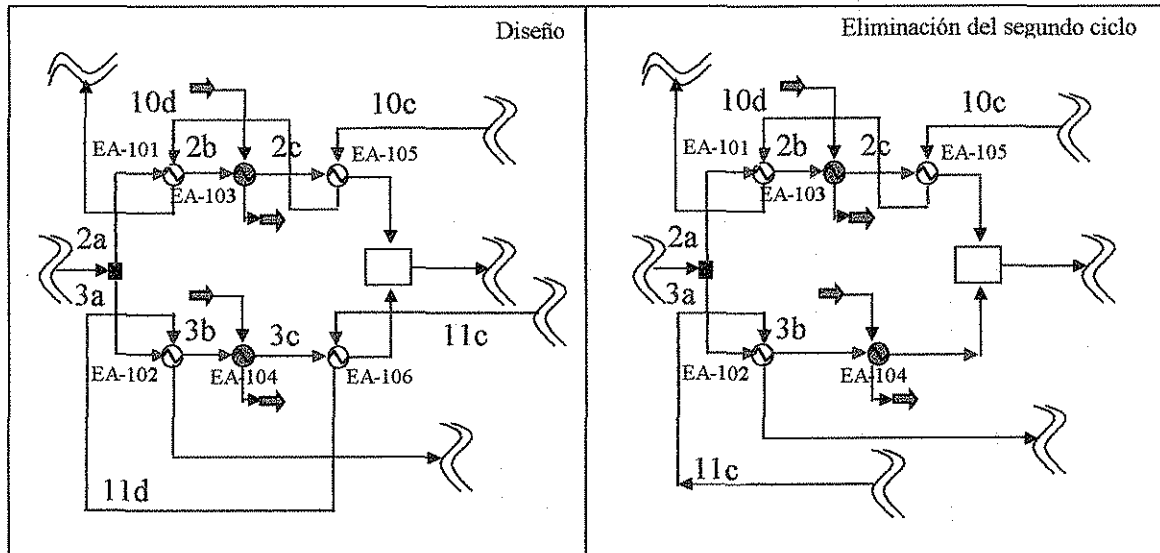


Fig. 5. 5. Diagrama de proceso mostrando la eliminación del segundo ciclo

El siguiente reporte da un panorama de la red térmica modificada.

#### Resumen General

Número total de intercambiadores:	16
Energía total de calentamiento:	$65.24 \times 10^6$ Btu/h
Energía total de enfriamiento:	$260.04 \times 10^6$ Btu/h
Energía de calentamiento de servicios auxiliares:	$12.04 \times 10^6$ Btu/h
Energía de enfriamiento de servicios auxiliares:	$157.10 \times 10^6$ Btu/h
Costo de la energía de calentamiento:	49.15 dls/h
Costo de la energía de enfriamiento:	$1.30 \times 10^6$ dls/h
$\Delta(\text{total} - \text{servicios})_{\text{energía de calentamiento}}$ :	$53.20 \times 10^6$ Btu/h
$\Delta(\text{total} - \text{servicios})_{\text{energía de enfriamiento}}$ :	$102.94 \times 10^6$ Btu/h

En la tabla VI. 5, del apéndice VI, se presenta un reporte por intercambiador de calor, incluyendo el análisis del trabajo perdido.

En la fig. 5. 6, se muestra la red de intercambio térmico dada la eliminación del intercambiador EA-106.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

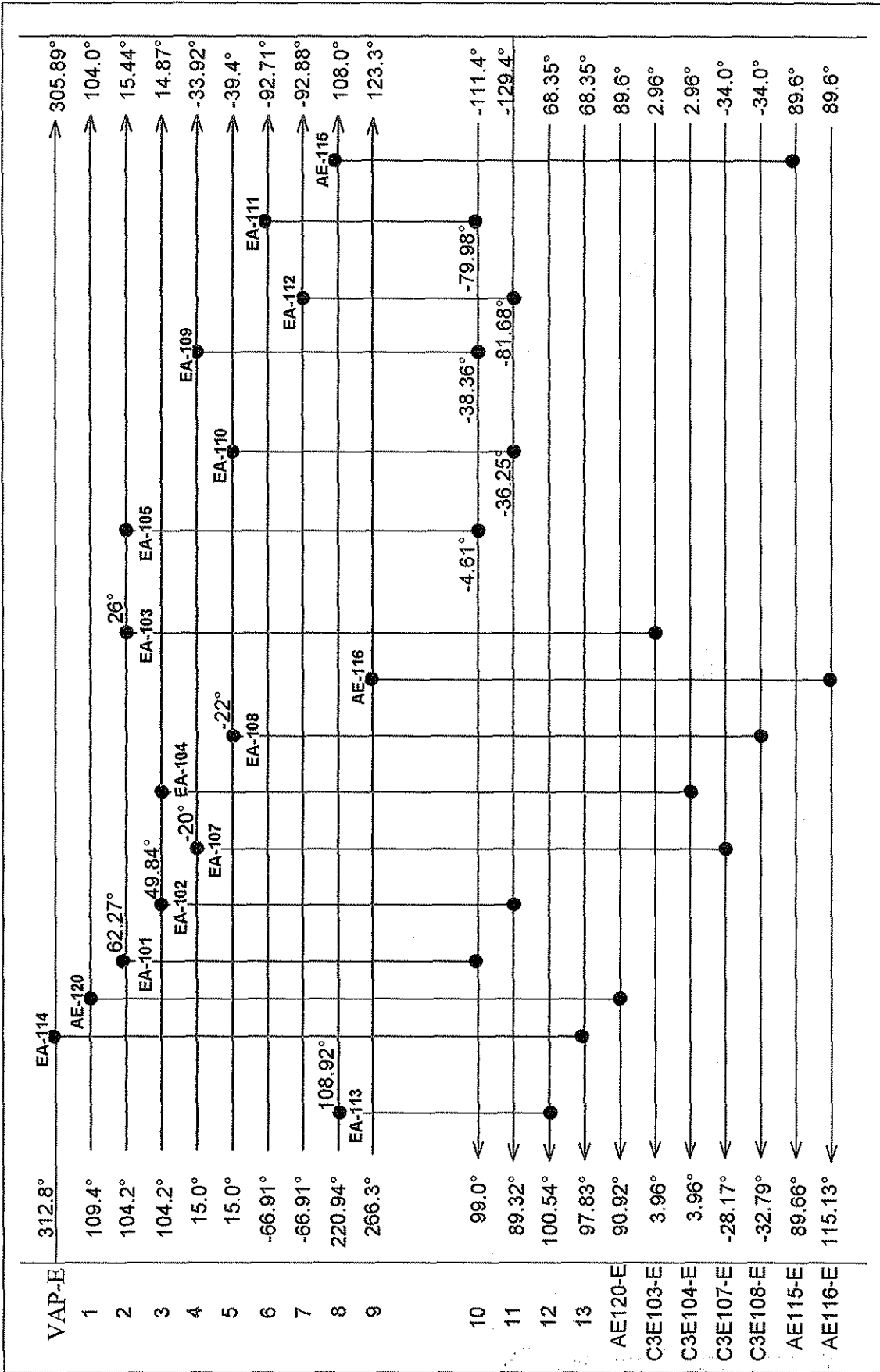


Fig. 5. Red de intercambio térmico, eliminación del segundo ciclo (la temperatura está especificada en grados Fahrenheit)

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



En la tabla 5. 5, se presenta el comportamiento de los servicios auxiliares del proceso al eliminar los intercambiadores de calor que forman los ciclos y el de diseño.

Tabla 5. 5. Comportamiento de los servicios auxiliares del proceso criogénico en la eliminación de los ciclos

Número de unidades	Servicio Auxiliar $\times 10^6$ (Btu/h)					Vapor de alta
	Agua de enfriamiento	Propano	Vapor de baja	Electricidad		
17 (diseño)	67.903	88.618	12.042	0.262	88.666	
16 Eliminación del primer ciclo (intercambiador eliminado EA-105)	67.903	88.820	12.042	0.262	88.663	
16 Eliminación del segundo ciclo (intercambiador eliminado EA-106)	67.903	89.194	12.042	0.262	88.663	

A continuación, la tabla 5. 6, resume los resultados del proceso criogénico en la eliminación de los ciclos.

Tabla 5. 6. Resumen de los resultados de la eliminación de los ciclos en la red de intercambio térmico

Número de unidades	Wp camb. de calor $(\text{Btu/h}) \times 10^6$	Q calentamiento $(\text{Btu/h})$		Q enfriamiento $(\text{Btu/h})$		$\Delta Q$ totales $(\text{enfriamiento} - \text{calentamiento}) \times 10^6$
		Total $\times 10^6$	Servicio $\times 10^6$	Total $\times 10^6$	Servicio $\times 10^6$	
17 (diseño)	33.35	65.24	12.04	259.46	156.5	194.22
16 Eliminación del primer ciclo (intercambiador eliminado EA-105)	33.52	65.24	12.04	259.66	156.7	194.42
16 Eliminación del segundo ciclo (intercambiador eliminado EA-106)	34.00	65.24	12.04	260.04	157.1	194.80

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

### **5. 2. 3. Análisis de resultados de la eliminación de los ciclos de la red de intercambio térmico actual**

De acuerdo a las tablas y figuras anteriores, se extraen los siguientes resultados:

1. La potencia total del proceso se mantiene prácticamente constante en todos los casos, su variación con respecto a la de diseño es de 0.004%, lo anterior se ve reflejado en el consumo de vapor de alta de la tabla 5. 9.
2. El trabajo perdido total (todos los intercambiadores) es menor en el de diseño que en los casos de eliminación de intercambiadores.
3. El servicio de calentamiento en todos los casos se mantiene constante tanto el total como el de servicio, esto se refleja en el consumo de vapor de baja de la tabla 5. 9.
4. El servicio de enfriamiento total y de servicio en todos los casos es menor el del diseño que en la eliminación de los ciclos. En cuanto a los intercambiadores que emplean propano, el menor consumo se encuentra en el caso de diseño, para el consumo de agua de enfriamiento, el consumo se mantiene constante en todos los casos analizados.
5. La diferencia entre la carga térmica de los servicios de enfriamiento y calentamiento totales se mantienen prácticamente constante, es decir, su variación fluctúa entre el 0.1 % y 0.3 %.
6. El consumo del servicio eléctrico se mantiene constante en todos los casos, esto se observa en la tabla 5. 9.

Por todos los puntos expuestos anteriormente, es preferible no romper los ciclos de la red de intercambio térmico.

Sin embargo a fin de dejar como una base de diseño, este apartado se recomendaría eliminar los intercambiadores EA-105 y EA-106 al mismo tiempo de que los intercambiadores EA-101 y EA-102 tuviesen una capacidad de intercambio mayor (mayor área), a fin de mantener el consumo del servicio de enfriamiento en el nivel en el que se encuentra.

Las observaciones anteriores conducen a plantear una serie de cambios en la red térmica actual del proceso criogénico, estos cambios están encaminados a eliminar el servicio de calentamiento, así como disminuir el consumo de servicio de enfriamiento en la medida de lo posible, sin realizar cambios radicales en la red existente, como se ha expuesto anteriormente.

## 5. 3. PROPUESTAS DE REAJUSTE DE LA RED DE INTERCAMBIO TERMICO

Del análisis de la red térmica del diseño actual se conoce que el servicio de calentamiento se debe de eliminar, es decir, con las corrientes calientes del mismo proceso se puede obtener la carga térmica necesaria para el intercambiador EA114, por lo que todos los arreglos propuestos están encaminados a la eliminación del servicio de calentamiento (vapor de baja), y en la medida que el proceso lo permite se disminuyen los servicios de enfriamiento. En cada caso se incluyen las figuras y reportes correspondientes a cada caso de estudio.

### 5. 3. 1. Primer caso de estudio

Reajuste de las temperaturas en los intercambiadores EA-108, pasa de 15°F a -19°F y en el intercambiador EA-107 pasa de 15°F a -21°F.

Sustitución del servicio de calentamiento con la corriente AE116-S, que pasa a ser VAP-E\*, es decir, la corriente de agua de enfriamiento (del intercambiador EA-116) a 116.2°F, es aprovechada para proporcionar la carga térmica a la torre desmetanizadora, cuyas características son: 130300 lbmol/h, 116.2°F, 69 psia (ver fig. 5. 7).

El siguiente reporte da un panorama de la modificación a la red térmica.

#### Resumen General

Número total de intercambiadores:	17
Energía total de calentamiento:	63.15x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía total de enfriamiento:	261.92x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía de calentamiento de servicios auxiliares:	0 Btu/h
Energía de enfriamiento de servicios auxiliares:	156.50x10 <sup>6</sup> Btu/h
Costo de la energía de calentamiento:	0 dls/h
Costo de la energía de enfriamiento:	1.30x10 <sup>6</sup> dls/h
$\Delta$ (total - servicios) energía de calentamiento:	63.15x10 <sup>6</sup> Btu/h
$\Delta$ (total - servicios) energía de enfriamiento:	105.42x10 <sup>6</sup> Btu/h

En la tabla VI. 6 del apéndice VI, se presenta un reporte por intercambiador de calor, incluyendo el análisis del trabajo perdido.

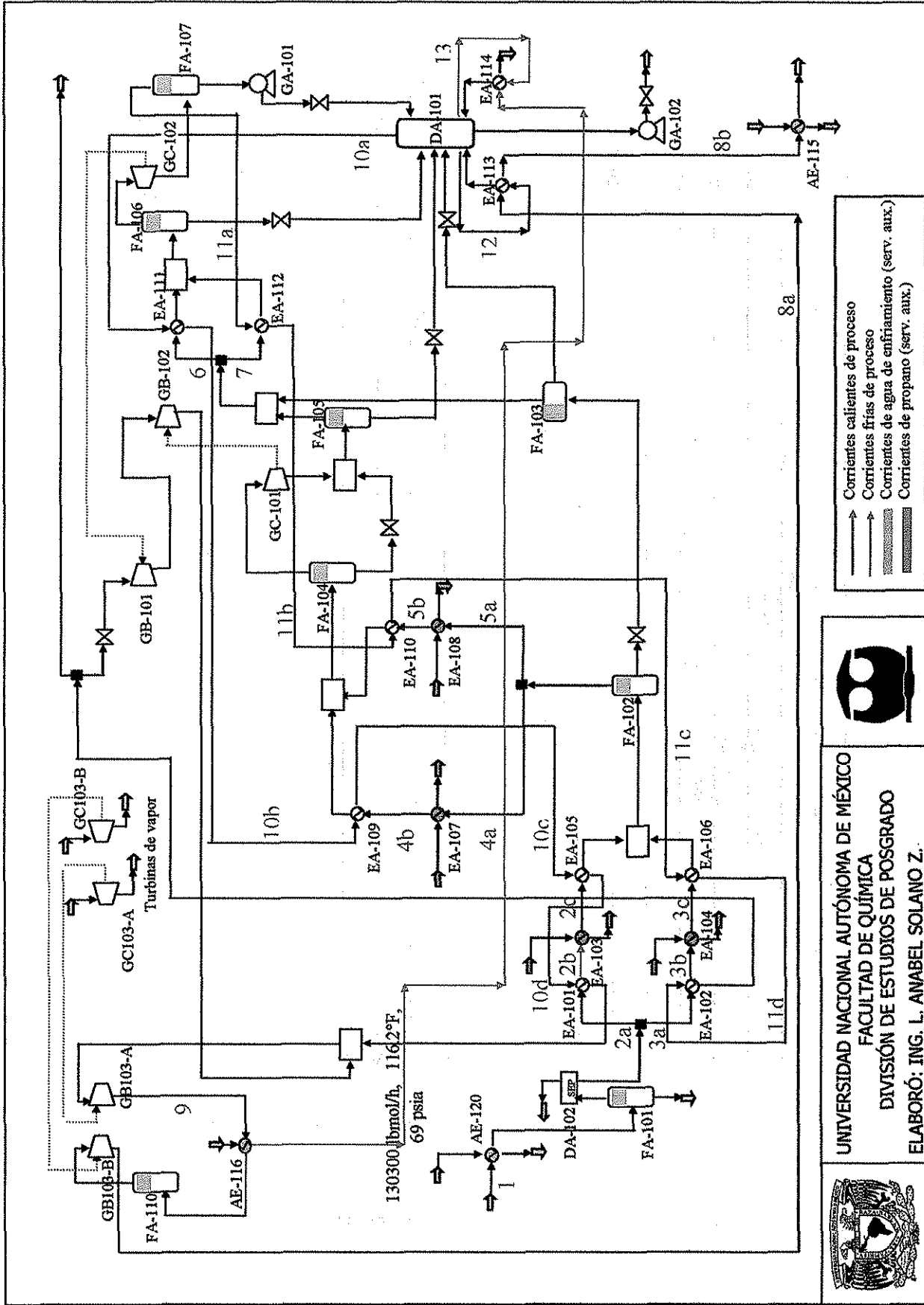


Fig. 5. 7. Diagrama del proceso mostrando la primer modificación propuesta al proceso criogénico



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE QUÍMICA  
 DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
 ELABORÓ: ING. L. ANABEL SOLANO Z.



TESIS CON  
 FALLA DE ORIGEN

RECIBIDO EN  
 MEXICO AG AGOSTO

En la fig. 5. 8, se muestra la primer modificación propuesta a la red de intercambio térmico.

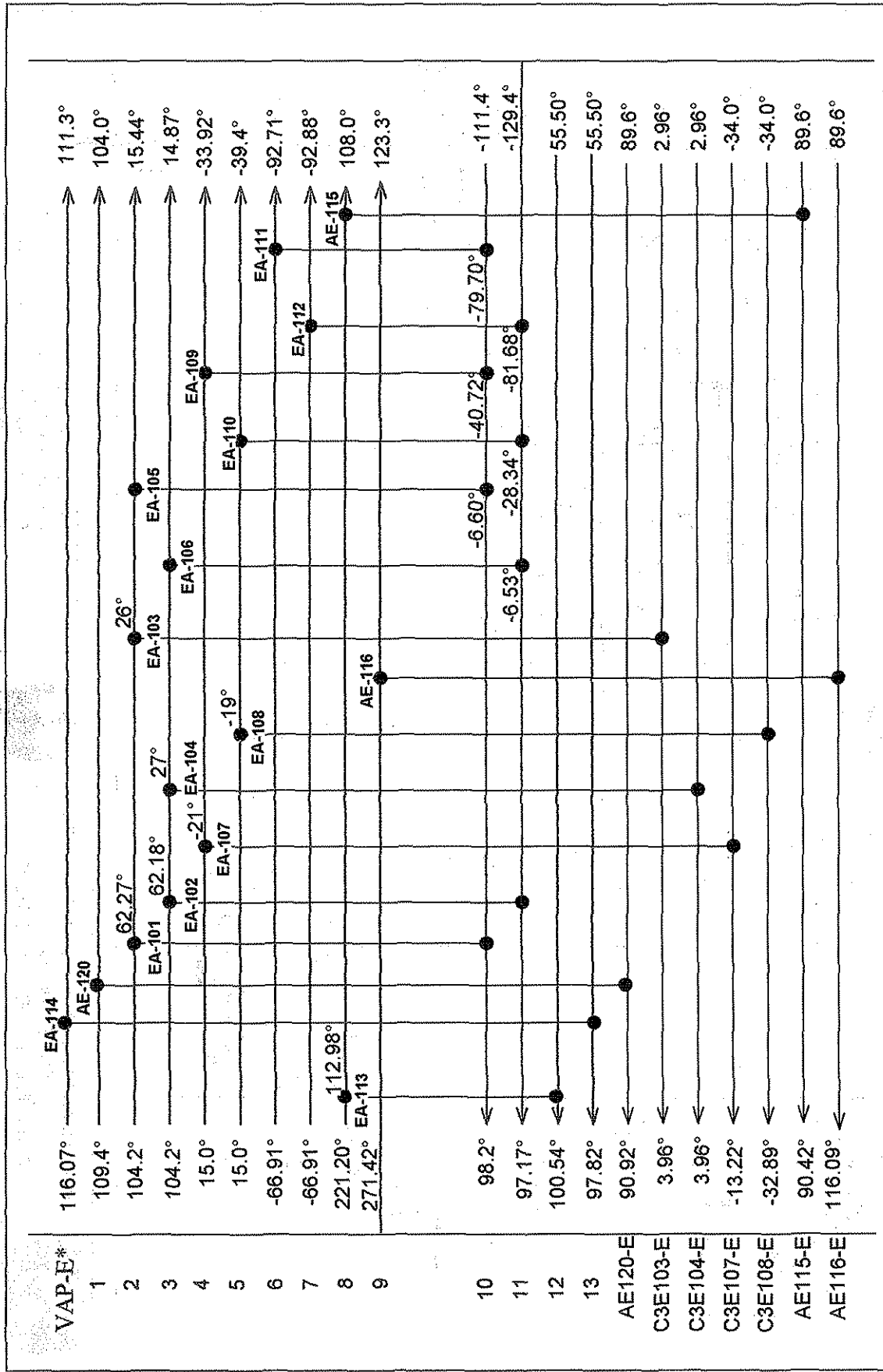


Fig. 5. 8. Red de intercambio térmico, primer modificación propuesta al proceso criogénico (la temperatura está especificada en grados Fahrenheit)

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

### 5. 3. 2. Segundo caso de estudio

Reajuste de las temperaturas en los intercambiadores EA-108 pasa de 15°F a -19°F y en el intercambiador EA-107 pasa de 15°F a -21°F.

Eliminación del intercambiador EA-114.

Se hace una sola extracción a la torre desmetanizadora por lo cual esta corriente debe de proporcionar la carga térmica que anteriormente proporcionaban los dos intercambiadores (EA-113 y EA-114), a esta corriente se le denomina 12\*.

Sustitución del servicio de calentamiento con la corriente de proceso EA116-S la cual proviene del intercambiador de calor EA-116 (44670.55 lbmol/h, 266.5°F, 557.0 psia) al salir del intercambiador EA-113, pasa al tanque flash FA-110 para continuar el proceso (ver fig. 5. 9).

Reporte de la modificación a la red térmica.

#### Resumen General

Número total de intercambiadores:	16
Energía total de calentamiento:	64.61x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía total de enfriamiento:	250.35x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía de calentamiento de servicios auxiliares:	0 Btu/h
Energía de enfriamiento de servicios auxiliares:	144.93x10 <sup>6</sup> Btu/h
Costo de la energía de calentamiento:	0 dls/h
Costo de la energía de enfriamiento:	1.30x10 <sup>6</sup> dls/h
$\Delta(\text{total} - \text{servicios})_{\text{energía de calentamiento}}$ :	64.61x10 <sup>6</sup> Btu/h
$\Delta(\text{total} - \text{servicios})_{\text{energía de enfriamiento}}$ :	105.42x10 <sup>6</sup> Btu/h

En la tabla VI. 7 del apéndice VI, se presenta un reporte por intercambiador de calor, incluyendo el análisis del trabajo perdido.

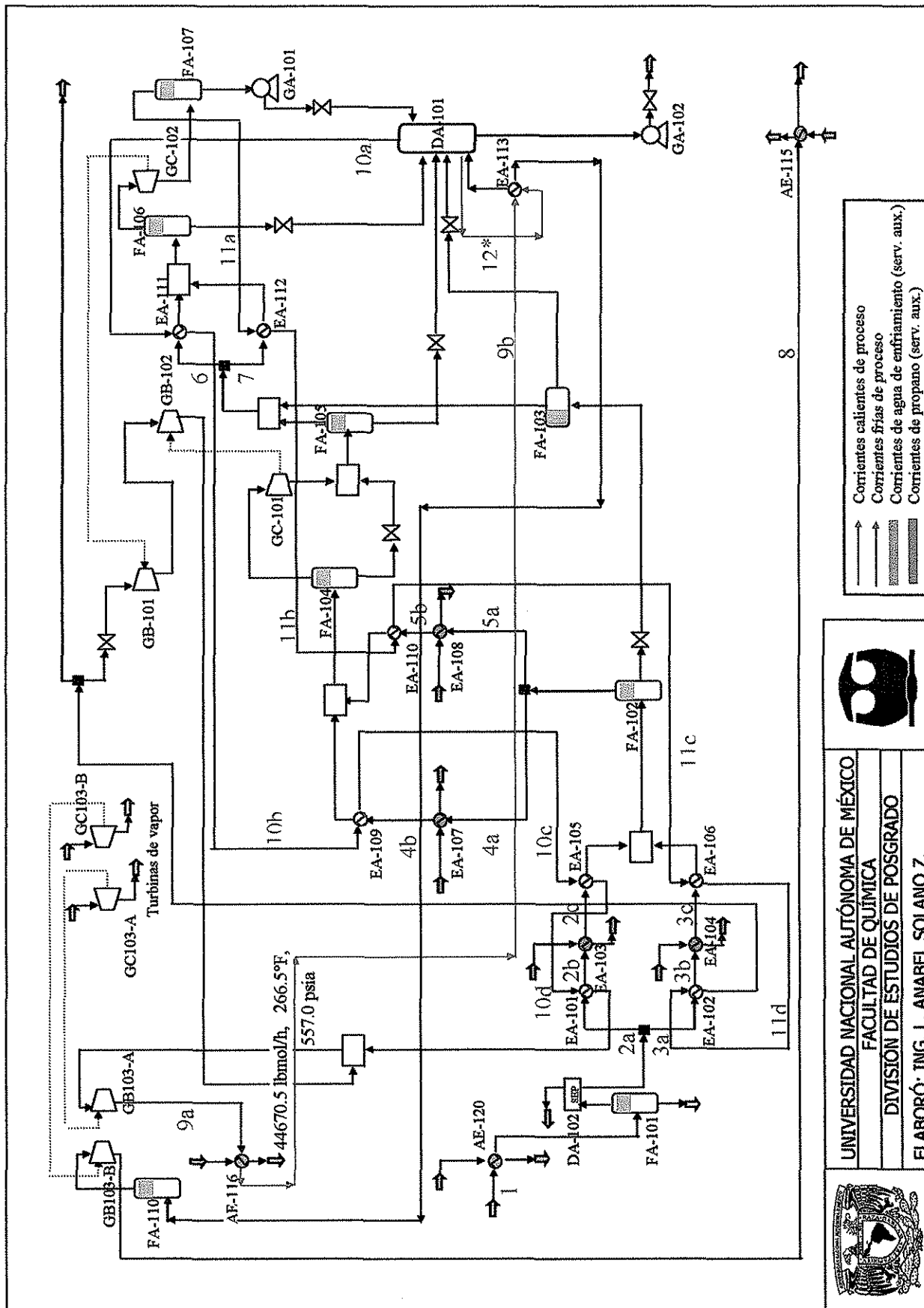


Fig. 5. 9. Diagrama del proceso mostrando la segunda modificación propuesta al proceso criogénico



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE QUÍMICA  
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
 ELABORÓ: ING. L. ANABEL SOLANO Z.



Corrientes calientes de proceso  
 Corrientes frías de proceso  
 Corrientes de agua de enfriamiento (serv. aux.)  
 Corrientes de propano (serv. aux.)

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

En la fig. 5. 10, se muestra la segunda modificación propuesta a la red de intercambio térmico.

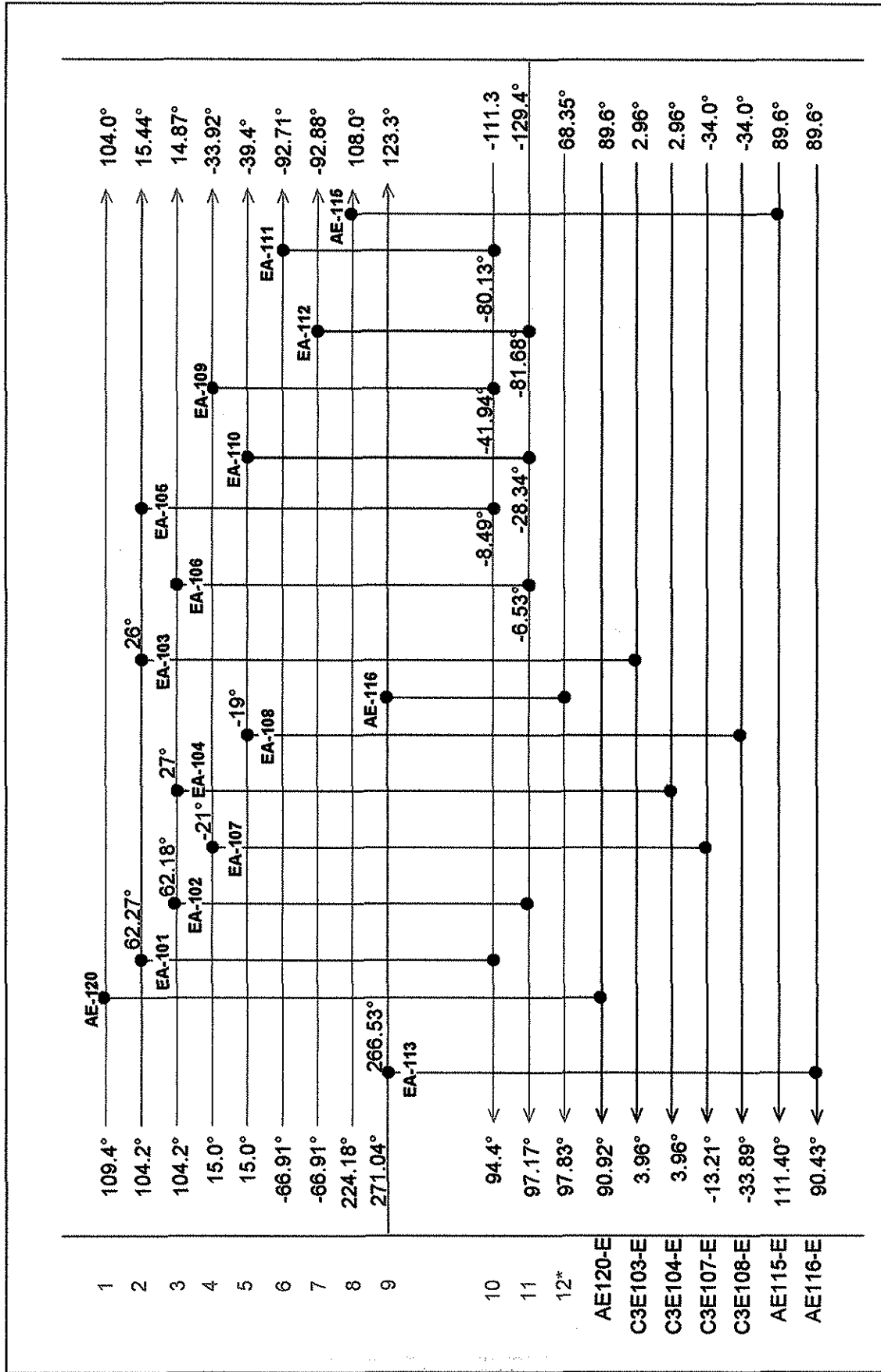


Fig. 5. 10. Red de intercambio térmico, segunda modificación propuesta al proceso criogénico (la temperatura está especificada en grados Fahrenheit)

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



### 5. 3. 3. Tercer caso de estudio

Reajuste de la temperatura en el intercambiador EA-107 pasa de 15°F a -21.5°F.

Eliminación de los intercambiadores EA-114 y EA-115.

Se hace una sola extracción a la torre desmetanizadora por lo cual esta corriente debe de proporcionar la carga térmica que anteriormente proporcionaban los dos intercambiadores (EA-113 y EA-114), a esta corriente se le denomina 12\*.

Sustitución del servicio de calentamiento con la corriente 8 que proviene de la turbina GB103-B (44690.3 lbmol/h, 221°F, 1028.5 psia) la cual proporciona la carga térmica total de la torre desmetanizadora.

Se elimina el intercambiador EA-115, la corriente que se obtiene tiene las siguientes características 84.5°F, 1024.0 psia, 44690.3 lbmol/h, la cual sustituye a la corriente de gas residual de alta presión, que pasa de 110°F a 84.5°F, por lo que se deja a esta corriente a temperatura de almacenamiento (ver fig. 5. 11).

A continuación, el siguiente reporte da un panorama de la modificación a la red térmica.

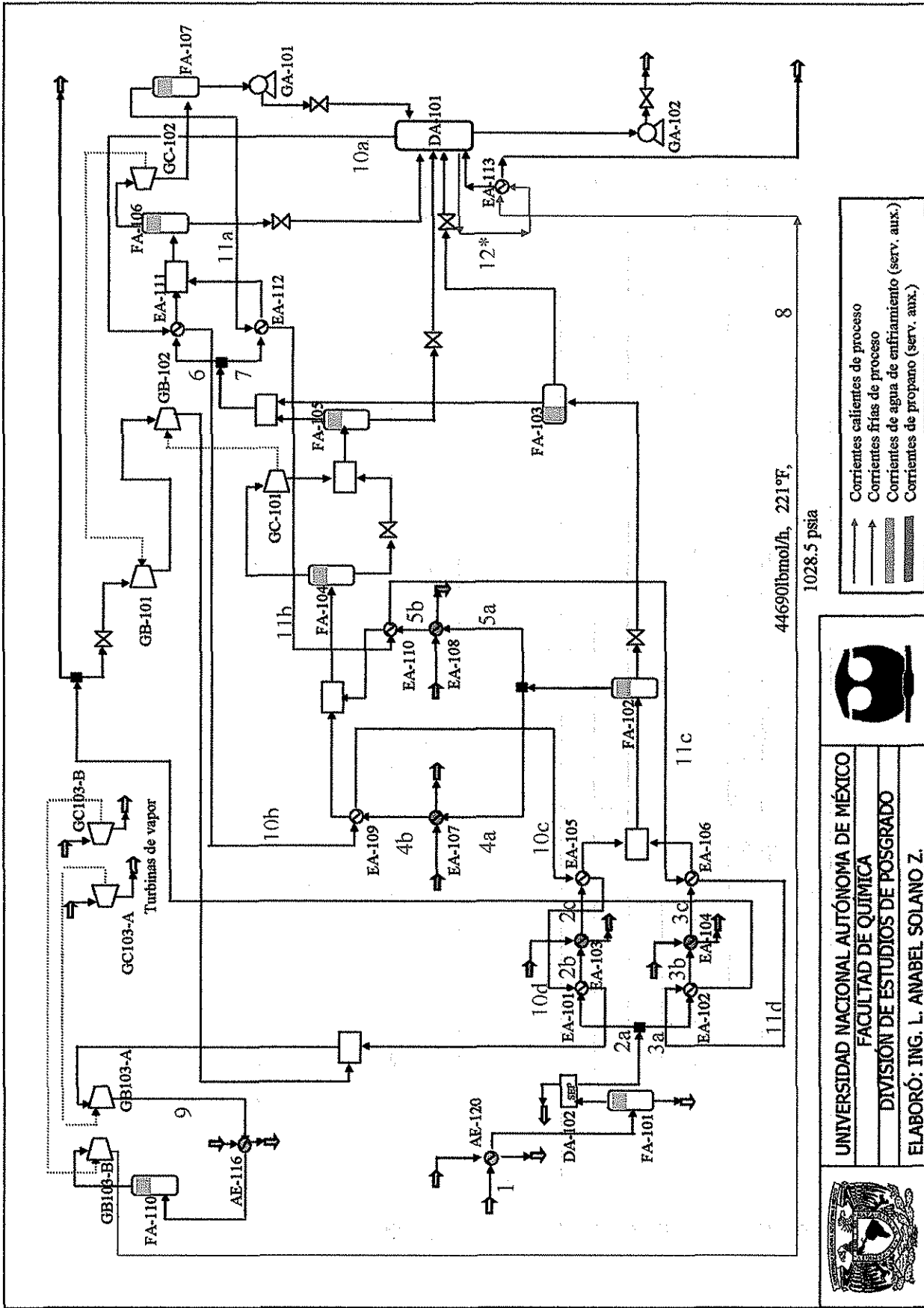
#### Resumen General

Número total de intercambiadores:	15
Energía total de calentamiento:	64.95x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía total de enfriamiento:	258.01x10 <sup>6</sup> Btu/h
Energía de calentamiento de servicios auxiliares:	0 Btu/h
Energía de enfriamiento de servicios auxiliares:	155.54x10 <sup>6</sup> Btu/h
Costo de la energía de calentamiento:	0 dls/h
Costo de la energía de enfriamiento:	1.30x10 <sup>6</sup> dls/h
$\Delta(\text{total} - \text{servicios})_{\text{energía de calentamiento}}$ :	64.95x10 <sup>6</sup> Btu/h
$\Delta(\text{total} - \text{servicios})_{\text{energía de enfriamiento}}$ :	102.47x10 <sup>6</sup> Btu/h

En la tabla VI. 8 del apéndice VI, se presenta un reporte por intercambiador de calor, incluyendo el análisis del trabajo perdido.

RECIBO  
MAYO 2007  
MAYO 2007

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



	Corrientes calientes de proceso
	Corrientes frías de proceso
	Corrientes de agua de enfriamiento (serv. aux.)
	Corrientes de propano (serv. aux.)

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO
ELABORÓ: ING. L. ANABEL SOLANO Z.

Fig. 5. 11. Diagrama del proceso mostrando la tercer modificación propuesta al proceso criogénico

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

En la fig. 5. 12, se muestra la tercer modificación propuesta a la red de intercambio térmico.

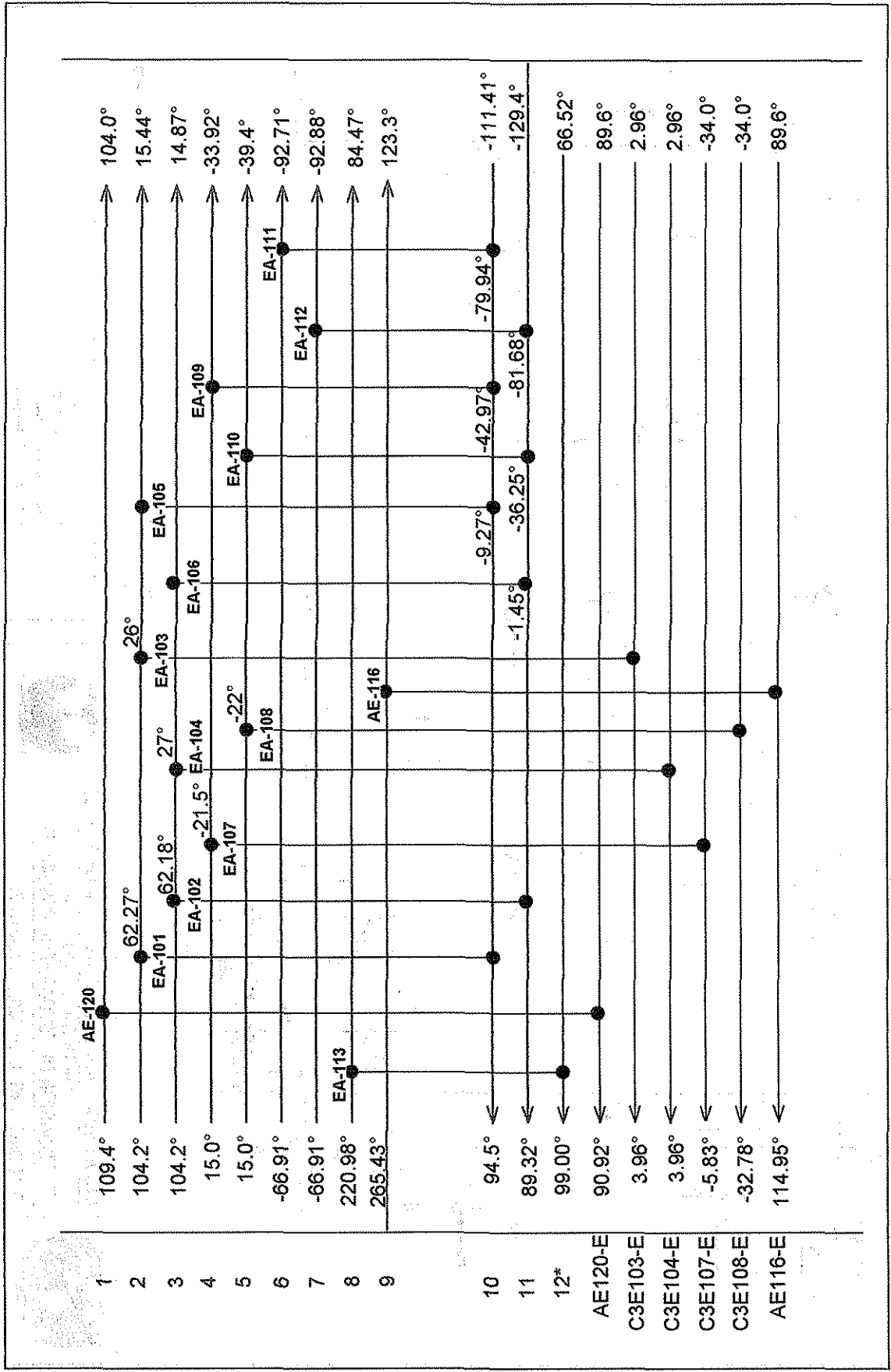


Fig. 5. 12. Red de intercambio térmico, tercer modificación propuesta al proceso criogénico (la temperatura está especificada en grados Fahrenheit)

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

En la tabla 5.7, se presenta el comportamiento de los servicios auxiliares del proceso en los casos de estudio propuestos.

Tabla 5.7. Comportamiento de los servicios auxiliares del proceso criogénico en los casos de estudio propuestos

Número de unidades	Servicio Auxiliar $\times 10^6$ (Btu/h)					
	Agua de enfriamiento	Propano	Vapor de baja	Electricidad	Vapor de alta	
17 (diseño)	67.903	88.618	12.042	0.262	88.666	
17 (primer caso de estudio)	67.903	88.618	0.0	0.262	88.666	
16 (segundo caso de estudio)	58.686	86.137	0.0	0.262	88.666	
15 (tercer caso de estudio)	67.337	89.090	0.0	0.262	88.532	

En la tabla 5.8, se incluye un resumen de los resultados de los casos de estudio propuestos al proceso criogénico.

Tabla 5.8. Resumen de los resultados de los casos de estudio propuestos del proceso criogénico

Número de unidades	Wp camb. de calor (Btu/h) $\times 10^6$	Q calentamiento (Btu/h)		Q enfriamiento (Btu/h)		$\Delta Q$ enfriamiento (total-servicio) (Btu/h) $\times 10^6$
		Total $\times 10^6$	Servicio $\times 10^6$	Total $\times 10^6$	Servicio $\times 10^6$	
17 (diseño)	33.35	65.24	12.04	259.46	156.52	102.94
17 (primer caso de estudio)	30.40	63.15	0.000	261.92	156.50	105.42
16 (segundo caso de estudio)	33.50	64.61	0.000	250.35	144.93	105.42
15 (tercer caso de estudio)	30.63	64.95	0.000	258.01	155.54	102.47

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

### 5. 3. 4. Análisis de resultados de los casos de estudio propuestos

De acuerdo a las tablas y figuras anteriores, se extraen los siguientes resultados:

#### *Resultados de los casos de estudio propuestos*

1. La potencia total del proceso disminuye sólo en el *tercer* caso de estudio con respecto al de diseño, reflejándose esto en el menor consumo de vapor de alta.
2. El trabajo perdido total de todos los intercambiadores disminuye en el *primer* y *tercer* casos (con respecto al de diseño).
3. Se elimina el servicio de calentamiento en todos los casos propuestos (0 Btu/h), esto se refleja en la eliminación del consumo de vapor de baja.
4. Los servicios de enfriamiento disminuyen para el *segundo caso* de estudio esto se refleja en el menor consumo en los servicios auxiliares de propano y de agua de enfriamiento.
5. La carga térmica de enfriamiento integrada entre corrientes de proceso es mayor en el primer y segundo caso de estudio.
6. En cuanto al servicio eléctrico se mantiene constante en todos los casos.

Por lo que los mejores arreglos son el primer y tercer caso.

A continuación se realiza un análisis de trabajo perdido tanto en la torre desmetanizadora como en el proceso completo para todos los caso de estudio, con el fin de comprobar si las irreversibilidades no se transfirieron a otros equipos dentro del proceso criogénico y así verificar los resultados de la hibridación.

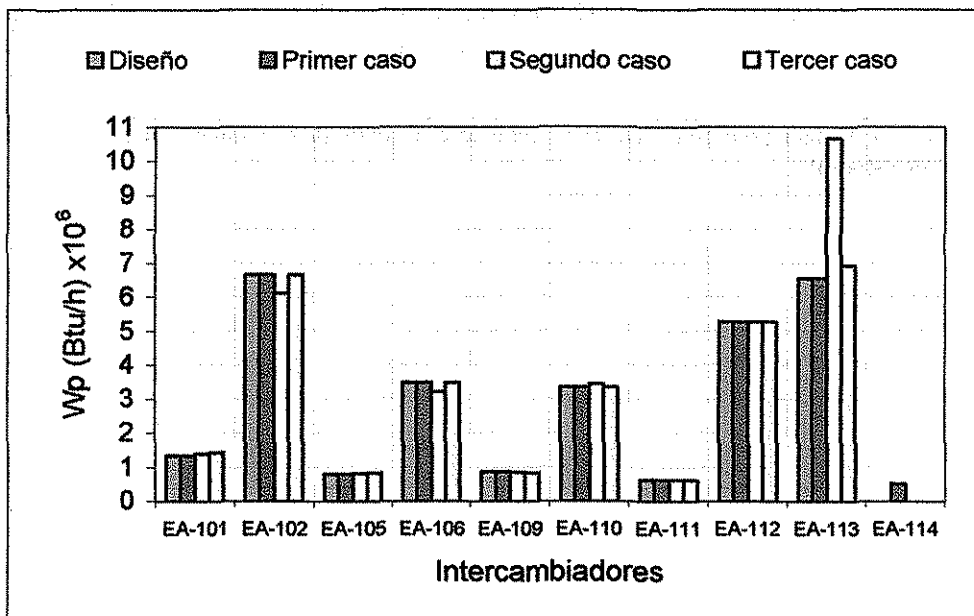
RECIBIDO  
ABRIL 30 1988

## 5. 4. ANÁLISIS DE LA METODOLOGÍA HÍBRIDA PARA LOS CASOS DE ESTUDIO

### 5. 4. 1. Trabajo perdido de los intercambiadores de calor del proceso criogénico

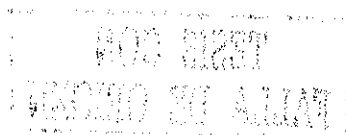
Se iniciará el análisis con el trabajo perdido de la red de intercambio de calor para los casos de estudio propuestos, comparándolo con el de diseño, esto se observa en las siguientes gráficas.

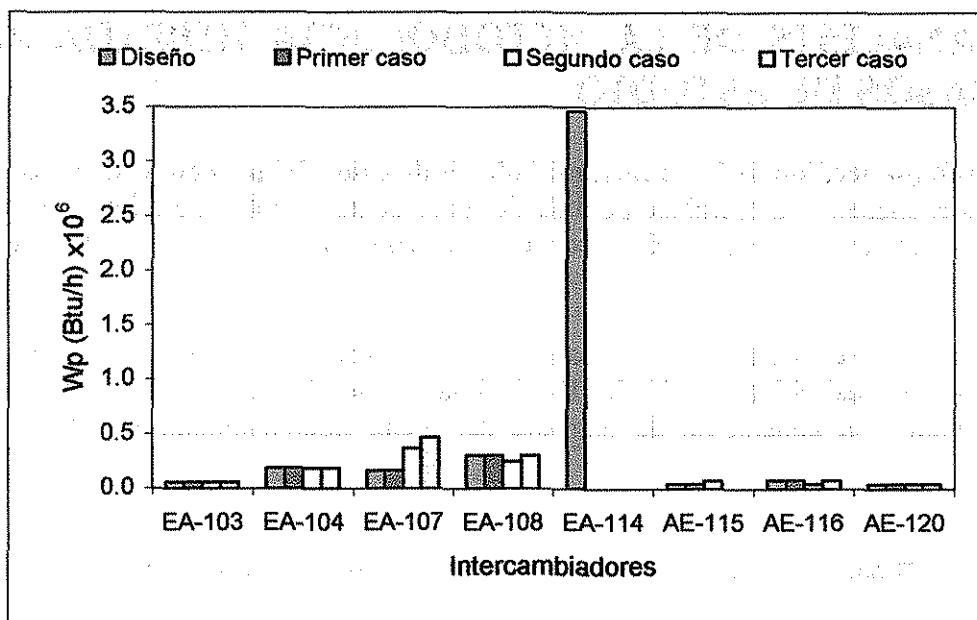
En la gráfica 5. 5, se muestran los intercambiadores de corrientes de proceso, el primer caso es el único en el cual el intercambiador EA-114 pasa a ser de proceso. En los demás casos se logra abatir la generación de entropía del dicho intercambiador debido a que es eliminado.



Gráfica 5. 5. Trabajo perdido de los intercambiadores de calor de proceso – proceso (casos de estudio)

En tanto que para los intercambiadores de servicios auxiliares (gráfica 5. 6) se elimina el intercambiador EA-114 en todos los casos de estudio propuestos, pero varía ligeramente la entropía del intercambiador EA-107 para el segundo y tercer casos de estudio.





Gráfica 5. 6. Trabajo perdido de los intercambiadores de calor de servicio auxiliar – proceso (casos de estudio)

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

#### 5. 4. 2. Trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora

Debido a que se eliminó un intercambiador de calor que afecta a la torre desmetanizadora para el segundo y tercer casos, se procedió a realizar un análisis del trabajo perdido al interior de la torre para observar el impacto de la eliminación de dicho intercambiador en cada caso. Los resultados de este análisis se muestran a continuación, tanto en forma tabulada (tabla 5. 9) como gráfica (gráfica 5. 7).

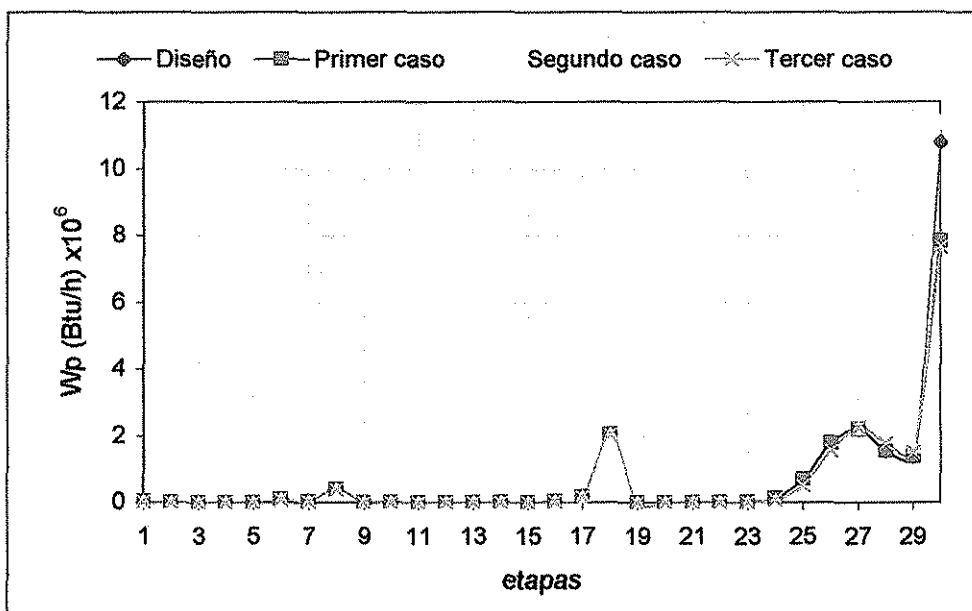
Tabla 5. 9. Trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora DA-101 (casos de estudio)

Etapa	Trabajo perdido (por plato)			
	Diseño (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Primer caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Segundo caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Tercer caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$
1	0.043	0.043	0.043	0.043
2	0.006	0.006	0.006	0.006
3	0.003	0.003	0.003	0.003
4	0.003	0.003	0.003	0.003
5	0.006	0.006	0.006	0.006
6	0.091	0.091	0.091	0.091
7	0.039	0.039	0.039	0.039
8	0.396	0.396	0.396	0.396
9	0.004	0.004	0.004	0.004
10	0.002	0.002	0.002	0.002
11	0.002	0.002	0.002	0.002
12	0.002	0.002	0.002	0.002
13	0.002	0.002	0.002	0.002
14	0.002	0.003	0.002	0.002
15	0.007	0.007	0.007	0.007
16	0.034	0.034	0.033	0.034
17	0.178	0.178	0.177	0.178
18	2.053	2.053	2.057	2.055
19	0.003	0.003	0.003	0.003
20	0.002	0.001	0.001	0.001
21	0.001	0.001	0.001	0.001
22	0.003	0.003	0.002	0.002
23	0.020	0.020	0.008	0.012
24	0.143	0.143	0.058	0.092
25	0.706	0.706	0.361	0.512
26	1.802	1.802	1.301	1.560
27	2.193	2.193	2.233	2.250
28	1.556	1.556	1.984	1.774
29	1.370	1.370	1.681	1.516
30	10.796	7.853	11.403	7.684
Total	21.467	18.523	21.909	18.281

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



En la gráfica 5. 7, se observa el abatimiento del trabajo perdido del plato 30 en el primer y tercer casos lo que contribuye a la disminución del trabajo perdido total de la torre desmetanizadora. También se observa que el segundo caso de estudio aumenta el trabajo perdido justo en el plato 30.



Gráfica 5. 7. Trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora DA-101 (casos de estudio)

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

### 5. 4. 3. Trabajo perdido del proceso criogénico

De acuerdo a los resultados de la tabla 5. 10, el primer y tercer casos son los que resultan más atractivos dado a que conllevan a la disminución del trabajo perdido de la red de intercambio térmico.

Sin embargo, para comprobar que las irreversibilidades no se transfirieron a otros equipos se procedió a hacer un análisis del trabajo perdido para el proceso criogénico completo.

Los resultados de los equipos se muestran en la tabla 5. 10, así como en las gráficas 5. 8. Los tanques de separación (flash), los expansores (turbinas), las bombas y los divisores de corrientes no cambian su valor del trabajo perdido en ninguno de los casos por lo que no se incluyen en dicha tabla.

Tabla 5. 10. Trabajo perdido del proceso criogénico, casos de estudio

Equipo	Trabajo perdido			
	Diseño (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Primer caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Segundo caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Tercer caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$
<b>Intercambiadores de calor (servicios externos)</b>				
EA-103	0.061	0.061	0.061	0.061
EA-104	0.187	0.187	0.187	0.187
EA-107	0.162	0.162	0.367	0.465
EA-108	0.302	0.302	0.253	0.302
EA-114	3.461	0.000	0.000	0.000
AE-115	0.047	0.047	0.076	0.000
AE-116	0.082	0.082	0.047	0.081
AE-120	0.048	0.048	0.048	0.048
Total	4.349	0.888	1.039	1.144
<b>Torre desmetanizadora</b>				
DA-101	21.47	18.52	21.91	18.28
<b>Intercambiadores de calor (corrientes de proceso)</b>				
EA-101	1.344	1.344	1.400	1.443
EA-102	6.661	6.661	6.123	6.661
EA-105	0.799	0.798	0.826	0.841
EA-106	3.498	3.498	3.231	3.498
EA-109	0.878	0.878	0.856	0.848
EA-110	3.351	3.351	3.447	3.351
EA-111	0.636	0.064	0.635	0.636
EA-112	5.278	5.278	5.278	5.278
EA-113	6.555	6.555	10.664	6.926
EA-114	0.000	0.518	0.000	0.000
Total	29.00	29.00	32.46	29.48

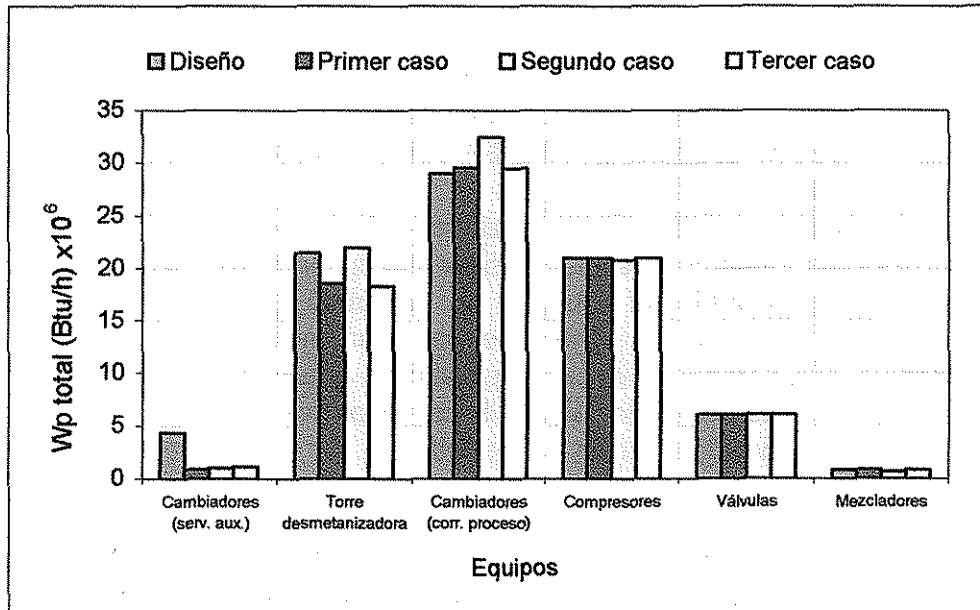
TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tabla 5. 10. Trabajo perdido del proceso criogénico, casos de estudio (cont.)

Equipo	Trabajo perdido			
	Diseño (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Primer caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Segundo caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Tercer caso (Btu/h) $\times 10^{-6}$
<b>Compresores</b>				
GB-101	1.314	1.314	1.297	1.314
GB-102	1.091	1.091	1.078	1.091
GB103-A	15.34	15.340	15.240	15.36
GB103-B	3.195	3.195	3.194	3.194
<b>Total</b>	<b>20.943</b>	<b>20.943</b>	<b>20.809</b>	<b>20.962</b>
<b>Válvulas</b>				
LV1	1.086	1.086	1.086	1.086
LV2	0.596	0.596	0.596	0.596
LV3	0.163	0.163	0.163	0.163
LV4	1.217	1.217	1.217	1.217
LV5	0.423	0.423	0.423	0.423
LV6	0.008	0.008	0.008	0.008
LV7	0.171	0.171	0.171	0.171
LV8	2.401	2.401	2.405	2.401
<b>Total</b>	<b>6.066</b>	<b>6.066</b>	<b>6.070</b>	<b>6.066</b>
<b>Mezcladores</b>				
M1	0.003	0.000	0.000	0.000
M2	0.012	0.012	0.012	0.012
M3	0.108	0.108	0.108	0.108
M4	0.288	0.288	0.288	0.288
M5	0.001	0.000	0.000	0.000
M6	0.440	0.441	0.291	0.470
<b>Total</b>	<b>0.848</b>	<b>0.849</b>	<b>0.699</b>	<b>0.878</b>
<b>Total global</b>	<b>82.672</b>	<b>76.786</b>	<b>82.984</b>	<b>76.815</b>

En la gráfica 5. 8, se constata que los equipos que marcan la diferencia entre los casos de estudio son los intercambiadores de calor de corrientes de proceso, seguido por la torre desmetanizadora y los intercambiadores de calor de servicios auxiliares.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Gráfica 5. 8. Trabajo perdido total de los equipos del proceso criogénico (comparación de los casos de estudio con el de diseño)

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

#### 5. 4. 4. Análisis de resultados de la metodología híbrida para los casos de estudio

De acuerdo a las tablas y gráficas anteriores, se extraen los siguientes resultados:

##### *Análisis del trabajo perdido de la red de intercambio de calor del proceso criogénico*

Al inicio del análisis se conocía que los intercambiadores EA-113, EA-102 y EA-112 de proceso-proceso, así como el intercambiador EA-114 de proceso-servicio auxiliar, son los que generan mayores irreversibilidades.

En el caso del intercambiador EA-113, el segundo y tercer casos aumentan las irreversibilidades en este intercambiador, el primer caso la mantiene igual que el de diseño. Para el caso del intercambiador EA-102, el segundo caso es el que abate las irreversibilidades, en tanto que los otros casos las mantienen sin cambio. En cuanto al intercambiador EA-112, para todos los casos se mantiene constante.

En contraste para el intercambiador EA-114, en todos los casos es eliminado dicho intercambiador, y con ello su generación de entropía.

##### *Análisis del trabajo perdido al interior de la torre desmetanizadora DA-101*

Se realizó un análisis plato a plato al interior de la torre desmetanizadora, obteniéndose que el resultado global fue una disminución de irreversibilidades para el primer y tercer casos, disminuyendo éstas  $3.186 \times 10^6$  Btu/h, lo que equivale a un 14.84% para el tercer caso y  $2.946 \times 10^6$  Btu/h (13.71%) para el primer caso. En contraste el segundo caso aumento sus irreversibilidades.

Por lo anteriormente expuesto, se ratifica que los mejores casos de estudio son el tercero y primero.

El siguiente análisis se desarrollo para darle seguimiento a las irreversibilidades de los equipos en los casos de estudio dentro del proceso criogénico.

##### *Análisis del trabajo perdido del proceso criogénico*

Este análisis se realizó en forma global, es decir, se analizaron el total de cada equipo con el fin de simplificar el análisis (tal como se muestra en la tabla 5. 18).

Se excluye los análisis de los tanques de separación (flash), los divisores de corrientes, las bombas, así como las expansores (turbinas) debido a que no hay cambios en ninguno de los casos con respecto al de diseño.

Comparando los análisis de trabajo perdido global de los casos de estudio con el de diseño, hay una disminución entre el primer caso y el de diseño de  $5.886 \times 10^6$  Btu/h, lo que corresponde al 7.12%. Para el tercer caso se tiene una disminución de  $5.857 \times 10^6$  Btu/h (7.08%).

En cuanto al segundo caso éste aumenta el trabajo perdido global, por lo que finalmente éste caso no reduce irreversibilidades y por tanto no es conveniente.

Se comprobó que los equipos que son determinantes en la disminución de irreversibilidades en la planta criogénica son los intercambiadores de calor de corrientes de proceso así como la torre desmetanizadora.

Por lo que se confirma que es el *tercer caso* el mejor con respecto al de diseño, debido a que el efecto neto es una disminución en el número de intercambiadores y en el trabajo perdido global del proceso, así como la disminución del consumo de servicios de enfriamiento y la eliminación del consumo de servicios de calentamiento, seguido por el *primer caso*.

## Conclusiones

La metodología basada en el análisis del trabajo perdido permite encontrar a los equipos del proceso criogénico que generan mayores irreversibilidades, las cuales se originan básicamente por causa de gradientes térmicos. Con base en este análisis, se utilizó a la metodología pinch como la segunda herramienta, con el fin de establecer arreglos (casos de estudio) para disminuir los gradientes térmicos, reajustando la red de intercambio de calor. El análisis de la metodología del trabajo perdido aplicado a los reajustes propuestos, indicó que en dos casos, las irreversibilidades disminuyen como consecuencia de la reducción de gradientes de temperatura en especial en la torre desmetanizadora.

Como resultado de la implementación de ambas metodologías se logró establecer cambios al diseño del proceso criogénico que permiten tener un ahorro en el uso de servicios auxiliares y por consiguiente el ahorro en el uso de la energía.

Es importante recordar que el presente análisis permite establecer las bases de la ingeniería básica, sin embargo, se requiere de un análisis de factibilidad técnico – económica, el cual sobrepasa los alcances de éste proyecto.

### Análisis del trabajo perdido

Se concluye que los equipos que mayor irreversibilidad generaron fueron:

1. Torre desmetanizadora DA-101 con el 17.67% ( $21.47 \times 10^6$  Btu/h) del trabajo perdido total, debido principalmente a *gradientes térmicos* generados por los dos intercambiadores de calor del plato 30, y en menor proporción debido al gradiente de composición en el mezclado de la corriente 4 con el flujo del plato 18, así como del retorno de las corrientes al plato 30.
2. Turbinas GC103-A y GC103-B con el 15.5% ( $18.84 \times 10^6$  Btu/h) y el 10.71% ( $1.301 \times 10^7$  Btu/h) del trabajo perdido total, respectivamente. Se sugiere mejorar la *eficiencia* de estos *equipos*, ya que operan con una eficiencia del 0.72, esto se lograría con mantenimiento correctivo a estos equipos, o en su defecto el reemplazo de los mismos.
3. Compresor GB103-A con el 12.63% ( $15.34 \times 10^6$  Btu/h) del trabajo perdido total. De igual forma, se sugiere mejorar la *eficiencia* de este *equipo*, ya que opera con una eficiencia del 0.62, esto se lograría con mantenimiento correctivo a dicho equipo o en su defecto el reemplazo del equipo sería benéfico al proceso criogénico.

4. Intercambiadores de calor (corrientes de proceso) EA-102, EA-113 y EA-112 con el 5.48% ( $6.661 \times 10^6$  Btu/h), 5.40% ( $6.55 \times 10^6$  Btu/h) y el 4.34% ( $5.278 \times 10^6$  Btu/h) del trabajo perdido total, respectivamente. En este caso, se propuso hacer un *análisis* con la metodología *pinch*, para lograr un arreglo óptimo de la red de intercambio de calor y así abatir la entropía generada.

Los puntos expuestos anteriormente muestran que no sólo tres intercambiadores de calor son los que determinaron la segunda metodología a emplear, sino que la misma torre desmetanizadora (que es el principal equipo generador de irreversibilidades) indicó que la generación de entropía se debía principalmente a gradientes térmicos, por lo cual se hizo evidente la aplicación de ésta segunda metodología.

En cuanto a las turbinas y compresores que generan mayores irreversibilidades, se puede eliminar esta generación con tan sólo darles mantenimiento correctivo a dichos equipos. Por lo cual los que realmente son importantes son tanto la torre desmetanizadora como los intercambiadores de calor de corrientes de proceso, mismos que establecen la pauta para la elección de la siguiente metodología a emplear.

#### **Análisis de la metodología pinch**

Del análisis primario a la red de intercambio de calor actual, se concluye:

1. Se hace uso de servicios de calentamiento, cuando se tienen suficientes corrientes calientes en el proceso como para brindar la carga térmica al intercambiador EA-114 de servicios auxiliares ( $12.04 \times 10^6$  Btu/h), lo cual representa un ahorro potencial de 49.15 dls/h.
2. Se está empleando más servicios de enfriamiento ( $156.52 \times 10^6$  Btu/h) que los mínimos calculados ( $144.48 \times 10^6$  Btu/h), es decir que se está adquiriendo  $12.04 \times 10^6$  Btu/h del servicio de enfriamiento en exceso.

Todas estas ineficiencias representan un ahorro potencial de energía de  $24.08 \times 10^6$  Btu/h, lo cual corresponde al 16.67% de la energía suministrada al arreglo actual con respecto a los valores mínimos.

De los dos problemas detectados en la red de intercambio térmico, se otorgó prioridad a la eliminación del servicio de calentamiento, es decir, los reajustes propuestos todos están encaminados a eliminar dicho servicio de calentamiento, y en la medida de lo posible el servicio de enfriamiento que se utiliza en exceso.

### Análisis de los casos de estudio generados

Se plantearon tres casos de estudio, los cuales eliminan el servicio de calentamiento, el servicio de enfriamiento en la medida de lo posible y eliminan al menos un intercambiador de calor. De los tres casos de estudio, sólo el primer y tercer casos disminuyen el trabajo perdido global del proceso criogénico, con respecto al de diseño, por lo que las conclusiones de la hibridación se harán considerando estos casos de estudio.

1. *Primer caso.* Propone la sustitución del servicio de calentamiento con la corriente de agua de enfriamiento AE116-S, que proviene del intercambiador EA-116 a 116.198°F, es decir, ésta corriente es aprovechada para proporcionar la carga térmica a la torre desmetanizadora, cuyas características son: 130 300 lbmol/h, 116.2°F, 69 psia.  
Comparando los análisis de trabajo perdido global del caso de estudio con el de diseño, hay una disminución entre el primer caso y el de diseño de  $5.886 \times 10^6$  Btu/h, lo que corresponde al 7.1%.
2. *Tercer caso.* Propone la eliminación de los intercambiadores EA-114 y EA-115, la sustitución del servicio de calentamiento con la corriente 8 (44690 lbmol/h, 221°F, 1028.5 psia) que proporciona la carga térmica total de la torre desmetanizadora, ésta corriente proviene de la turbina GB103-B, una vez realizado el intercambio térmico entre las corrientes; la corriente resultante, sustituye a la corriente de gas residual de alta presión, que pasa de 110°F a 84.5°F, por lo que se deja a esta corriente a temperatura de almacenamiento, eliminando de esta forma al intercambiador EA-115.  
Comparando los análisis de trabajo perdido global de éste caso de estudio con el de diseño, se tiene una disminución de  $5.857 \times 10^6$  Btu/h (7.1%).

Se comprobó que los equipos que son determinantes en la disminución de irreversibilidades en la planta criogénica son los intercambiadores de calor de corrientes de proceso así como la torre desmetanizadora.

Por lo que se confirma que es el *tercer caso* el mejor con respecto al de diseño, debido a que el efecto neto es una disminución en el número de intercambiadores y en el trabajo perdido global del proceso, así como la disminución del consumo de servicios de enfriamiento y la eliminación total del consumo de servicios de calentamiento.

Como se pudo constatar, la metodología del trabajo perdido, permitió establecer la siguiente metodología a emplear con el fin de disminuir los gradientes que se detectaron con dicho análisis, es en este sentido en el que trabajo perdido indica con cual otra herramienta (encaminada al uso eficiente de la energía) se debe de hacer la hibridación y así generar la combinación que más ajusta al proceso en estudio.

Otro punto que es importante resaltar, es que se plantearon tres casos de estudio sin embargo, el segundo caso de estudio aumenta el trabajo perdido global del proceso, es decir, aunque con base a la metodología pinch se generó dicho arreglo aparentemente prometedor, debido a que propone la eliminación de un intercambiador de calor, al



analizarlo con la metodología de trabajo perdido, esta metodología indicó que dicho arreglo aumentaba las irreversibilidades aún con la eliminación de un intercambiador, es decir que ambas metodologías indican resultados opuestos contraponiéndose una con la otra.

Lógicamente ambas metodologías tienen límites, lo que se propuso a lo largo de este trabajo es aprovechar lo mejor de cada una de éstas en beneficio del proceso analizado, y al mismo tiempo dejar asentado que este tipo de análisis se puede aplicar a cualquier planta de proceso a fin de tener un uso eficiente de la energía.

Finalmente se puede señalar que la metodología del trabajo perdido indica que equipos dentro de un proceso analizado tienen mayor desperdicio de energía, así como la causa de dicho desperdicio, es decir, el gradiente responsable de las irreversibilidades.

Es así como la metodología de trabajo perdido se limita a indicar los equipos con problemas y que tan grave es el problema, así como su causante (tipo de gradiente).

El papel de la metodología pinch es dar un panorama general del estado actual de la red de intercambio térmico y con ello proporcionar las bases para generar tanto nuevos arreglos de la red como reajustes, es decir, se limita a indicar que combinación a la red de intercambio es permisible generar.

## Bibliografía

1. Bazúa R. E., Barragán A. F., “**El concepto de eficiencia energética en la industria de procesos**”. XXXVII Convención Nacional del IMIQ, ponencia por contribución, Coatzacoalcos, Ver., México, 1997.
2. Rivera C. R., Barragán A. F., Bazúa R. E., “**La exergía y el trabajo perdido como estrategias para el análisis termodinámico de procesos**”. 3er simposio internacional de la escuela de Ingeniería Química, 27 – 29 de marzo de 1998, 50 aniversario de fundación de la ESIQIE, México, D. F.
3. Bazúa R. E. “**Bases termodinámicas para el Uso Eficiente de la Energía**”. Diplomado de Ahorro y Uso eficiente de la Energía. Facultad de Química UNAM. México, 1992.
4. Monroy L. M. “**Ingeniería Básica de una planta criogénica**”. Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México. Tesis de Licenciatura, 1988.
5. Del Moral P. L. “**Metodología de análisis termodinámico de procesos, el concepto de trabajo perdido**”. Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México. Tesis de Maestría, 1987.
6. Sánchez D. O., “**Simulación y análisis del trabajo perdido. Planta de producción de acrilonitrilo Sn. Martín Texmelucan, Puebla**”. Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México. Tesis de Maestría, 1998.
7. Rivero R. R., “**El análisis de Exergía**”, Revista del IMIQ, Vol. 11, No. 4, Noviembre de 1994.
8. Rivero R. R., “**Programas Integrales de Ahorro de Energía (exergía) en la Industria Petrolera**”, Revista del IMIQ, Vol. 3-4, Marzo-Abril 1996.
9. Secretaría de Energía. “**Balance Nacional de Energía**”. 1999.
10. Smith J. M., Van Ness H. C. y Abbott M. M., “**Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química**”. Quinta edición, McGraw-Hill, 1997.
11. Douglas J. M. “**Conceptual Desing of chemical processes**”. McGraw-Hill, 1988.

12. Polley G. T. and Heggs J., **"Don't Let the Pinch Pinch You"**. Chemical Engineering Progress, Heat Transfer, December 1999.
13. Linnhoff, B. and Hindmersh E., **"The Pinch Desing method for heat exchanger networks"**. Chemical Engineering Science Vol. 38, No. 5, pp 745-763, 1983.
14. Linnhoff, B., Townsend, D. W., Boland, D., Hewitt, G. F., Thomas, G. F., Guy, B. E. A. and Marsland, R. H. **"A user guide on process integration for the efficient use of energy"**. Institution of Chemical Engineers, Rugby, England, 1982.
15. Tjoe T. N. and Linnhoff B. **"Using Pinch Technology for Process Retrofit"**. Engineering Feature, Chemical Engineering a McGraw-Hill publication. 28 April 1986.
16. Seider W. D., Seader J. D., Lewin D. R. **"Process design principles Synthesis, analisis and evaluation"**. John Wiley & Sons, Inc. 1999.
17. Zarate C. J. E., **"Síntesis de Redes de intercambio de calor"** . Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México. Tesis de Licenciatura, 1991.
18. De Pablo L. J. J., Bouilloud J. P. M., **"Síntesis de Sistemas de intercambiadores de calor"**. Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México. Tesis de Licenciatura, 1985.
19. García C. S. L., **"De la Máquina de Vapor al Cero Absoluto (Calor y Entropía)"**. SEP-FCE, La ciencia desde México, No. 5.
20. Umeda T., Itoh J., and Shiroko K. **"Heat exchange system synthesis"**. Chemical Engineering Progress, 74, 70-76, 1978.
21. Peng D. Y. and Robinson D. B., **"A New Two Constant Equation of State"**. Ind. Eng. Chem. Fundam. Vol. 15, No. 1, 1976.
22. Aspen Technology, Inc. **"Manual de ASPEN PLUS"**, 1995.
23. Aspen Technology, Inc. **"Manual de ADVENT"**, 1997.

# APÉNDICE I

---

## BALANCES DE MATERIA, ENERGÍA Y ENTROPIA DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO CRIOGÉNICO



Para la realización de los balances de entropía se requiere definir el estado de referencia, es decir, las condiciones ambientales que existen en el punto geográfico donde se ubica la planta. De acuerdo al lugar de localización de la planta en estudio, la temperatura ambiental promedio ( $T_0$ ) es de 542.4 R (82.4°F).

Siendo este valor de  $T_0$ , el que se empleará para hacer todos los cálculos del balance de entropía.

Se harán las siguientes consideraciones:

- No hay generación de materia, dado a que no se tienen sistemas reaccionantes
- No hay acumulación de materia en ningún equipo
- Es despreciable la energía cinética y potencial
- Estado estable

### Balances Generales para sistemas abiertos

El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada (ver fig. I.1).

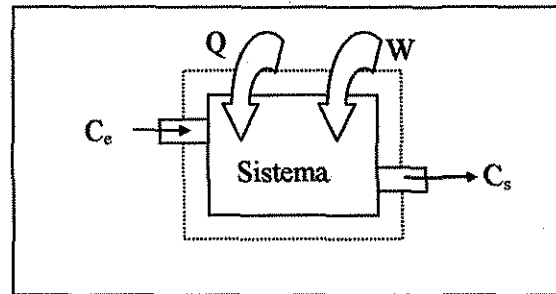


Fig. I. 1. Fronteras de un sistema abierto

Balace total de materia

$$C_s - C_e = 0$$

Balace de energía

$$W + Q = C_s h_{C_s} - C_e h_{C_e}$$

Balace de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = C_s s_{C_s} - C_e s_{C_e}$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}} - \frac{Q}{T_f}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = W + Q\theta = W + Q \left( 1 - \frac{T_0}{T_f} \right)$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$

Para determinar el cambio de temperatura ( $T_f$ ) de la fuente térmica (refrigerante), se empleo, la temperatura media logarítmica, es decir:

$$T_f = \frac{T_{\text{sal}} - T_{\text{ent}}}{\ln \left( \frac{T_{\text{sal}}}{T_{\text{ent}}} \right)}$$

### *Intercambiador de calor con servicios auxiliares*

Los sistemas son enfriadores, ya sea que empleen agua de enfriamiento o un refrigerante (propano). El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada (ver fig. I.2).

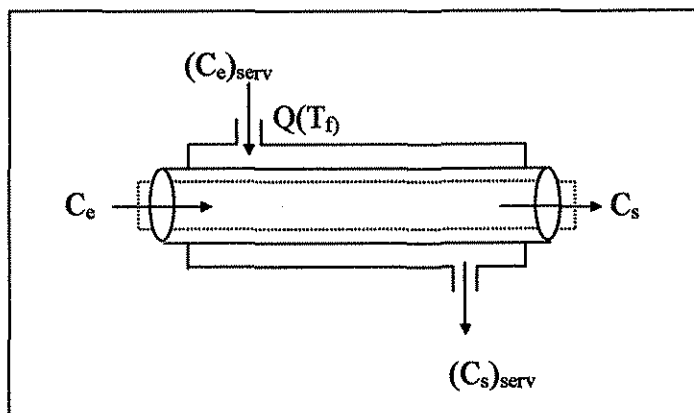


Fig. I. 2. Fronteras de un sistema de intercambio de calor con servicios auxiliares

Balance total de materia

$$C_s - C_e = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{tot} = C_s h_{C_s} - C_e h_{C_e}$$

$$\Delta H_{tot} = Q$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{tot} = C_s s_{C_s} - C_e s_{C_e}$$

$$S_{Gen\ tot} = \Delta S_{tot} - \frac{Q}{T_f}$$

$$W_{Eq\ Min} = \Delta H_{tot} - T_0 \Delta S_{tot}$$

$$W_{Eq} = Q \left( 1 - \frac{T_0}{T_f} \right)$$

$$W_p = T_0 S_{Gen\ tot}$$

### Torre desmetanizadora

El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada (ver fig. I. 3).

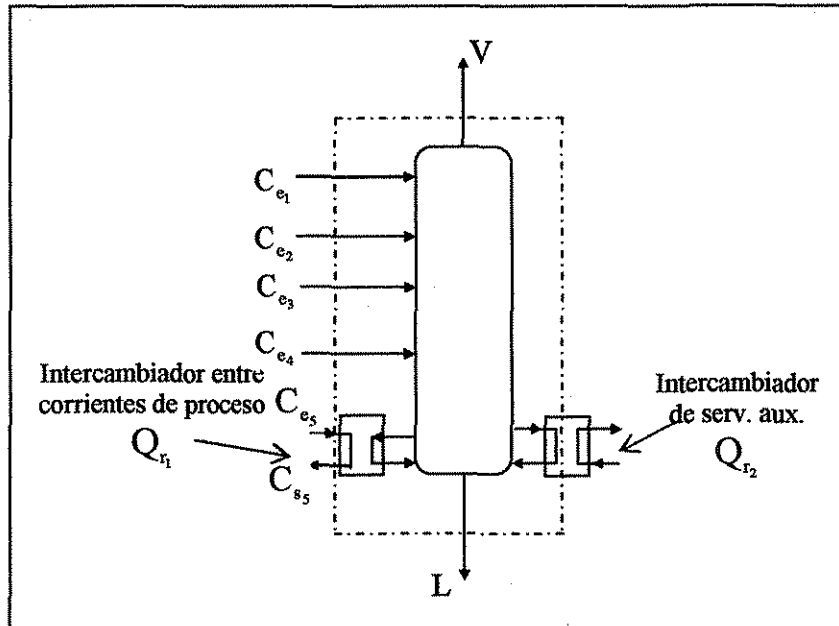


Fig. I. 3. Fronteras de un sistema de fraccionamiento (Torre desmetanizadora)

Balance total de materia

$$(V + L + C_{s5}) - (C_{e1} + C_{e2} + C_{e3} + C_{e4} + C_{e5}) = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = (Vh_V + Lh_L + C_{s5}h_{C_{s5}}) - (C_{e1}h_{C_{e1}} + C_{e2}h_{C_{e2}} + C_{e3}h_{C_{e3}} + C_{e4}h_{C_{e4}} + C_{e5}h_{C_{e5}})$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = (Vs_V + Ls_L + C_{s5}s_{C_{s5}}) - (C_{e1}s_{C_{e1}} + C_{e2}s_{C_{e2}} + C_{e3}s_{C_{e3}} + C_{e4}s_{C_{e4}} + C_{e5}s_{C_{e5}})$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}} - \frac{Q_{r2}}{(T_f)_{r2}}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = Q_{r2} \left( 1 - \frac{T_0}{T_f} \right)$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$



### *Etapas de equilibrio de la torre desmetanizadora*

Estos balances se emplean en el análisis interno de la torre, para los platos 1 a 29, se considera que cada etapa de equilibrio es equivalente a un plato de la torre. Las siguientes ecuaciones se emplean para obtener los perfiles de trabajo perdido de los "n" platos a lo largo de la torre desmetanizadora y así conocer su generación de entropía individual. Las etapas pueden tener de alimentación externa así como extracciones laterales. El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada de la fig. I. 4.

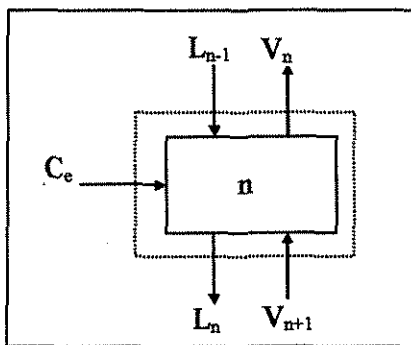


Fig. I. 4. Fronteras de una etapa de equilibrio

Balance total de materia

$$(L_n + V_n) - (C_e + L_{n-1} + V_{n+1}) = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = (L_n h_{L_n} + V_n h_{V_n}) - (C_e h_{C_e} + L_{n-1} h_{L_{n-1}} + V_{n+1} h_{V_{n+1}}) = 0$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = (L_n s_{L_n} + V_n s_{V_n}) - (C_e s_{C_e} + L_{n-1} s_{L_{n-1}} + V_{n+1} s_{V_{n+1}})$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = 0$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$

### Última etapa de equilibrio de la torre desmetanizadora

Este balance se emplea para el plato 30 de la torre, debido a que en éste se encuentra ubicado el rehervidor el cual esta conformado por dos intercambiadores de calor acoplados en paralelo, uno aprovecha el calor de una corriente de proceso, en tanto que el otro emplea servicios de calentamiento (vapor de baja). El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada (ver fig. I. 5).

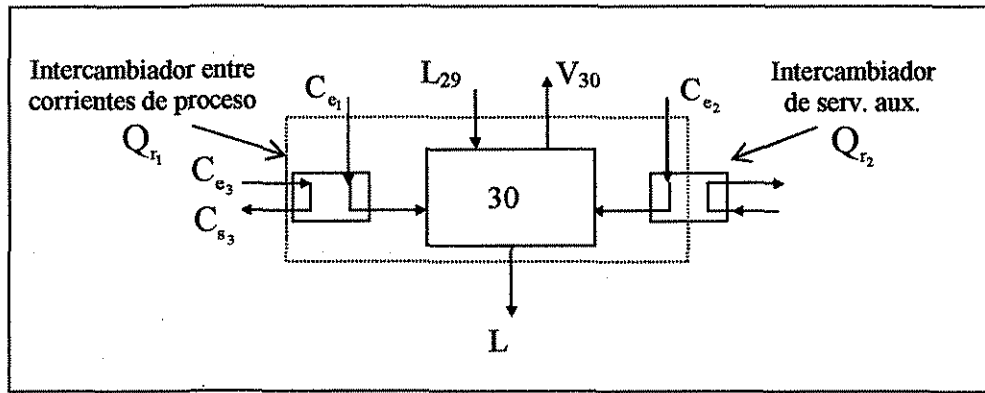


Fig. I. 5. Fronteras de la última etapa de equilibrio en la torre desmetanizadora

Balance total de materia

$$(L + V_{30} + C_{s_3}) - (L_{29} + C_{e_1} + C_{e_2} + C_{e_3}) = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = (L h_L + V_{30} h_{V_{30}} + C_{s_3} h_{C_{s_3}}) - (L_{29} h_{L_{29}} + C_{e_1} h_{C_{e_1}} + C_{e_2} h_{C_{e_2}} + C_{e_3} h_{C_{e_3}})$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = (L s_L + V_{30} s_{V_{30}} + C_{s_3} s_{C_{s_3}}) - (L_{29} s_{L_{29}} + C_{e_1} s_{C_{e_1}} + C_{e_2} s_{C_{e_2}} + C_{e_3} s_{C_{e_3}})$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}} - \frac{Q_{r_2}}{T_f}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = Q_{r_2} \left( 1 - \frac{T_0}{T_f} \right)$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$

*Tanque de destilación (Flash adiabático)*

El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada de la fig. I. 6.

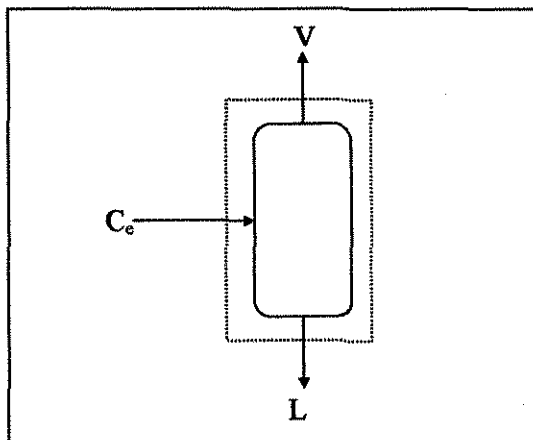


Fig. I. 6. Fronteras de un sistema de destilación flash

Balance total de materia

$$(V + L) - C_e = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = (Vh_v + Lh_L) - C_e h_{C_e} = 0$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = (Vs_v + Ls_L) - C_e s_{C_e} = 0$$

$$S_{\text{Gen tot}} = 0$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = 0$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$

*Intercambiador de calor con corriente de proceso*

Su objetivo es obtener la temperatura óptima para la recuperación del metano de la corriente de alimentación, la cual no se puede alcanzar en una sola etapa. El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada de la fig. I. 7.

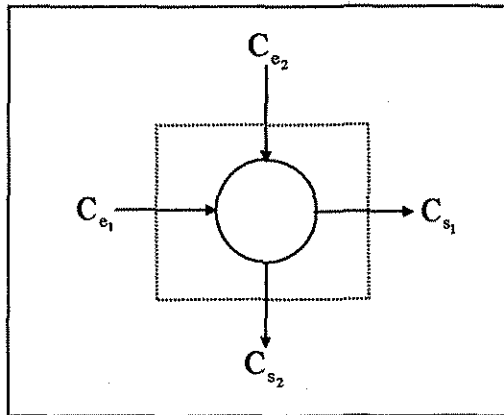


Fig. I. 7. Fronteras de un sistema de intercambio de calor entre corrientes de proceso

Balance total de materia

$$(C_{s_1} + C_{s_2}) - (C_{e_1} + C_{e_2}) = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = (C_{s_1} h_{C_{e_1}} + C_{s_2} h_{C_{e_2}}) - (C_{e_1} h_{C_{e_1}} + C_{e_2} h_{C_{e_2}})$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = (C_{s_1} s_{C_{e_1}} + C_{s_2} s_{C_{e_2}}) - (C_{e_1} s_{C_{e_1}} + C_{e_2} s_{C_{e_2}})$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = 0$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$

### Bombas y Compresores adiabáticos

Se considerará positivo el trabajo requerido por estos dispositivos, la potencia requerida por los compresores es suministrado por las turbinas del proceso, en tanto que las bombas requieren suministro eléctrico (servicio auxiliar). El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada (ver fig. I. 8).

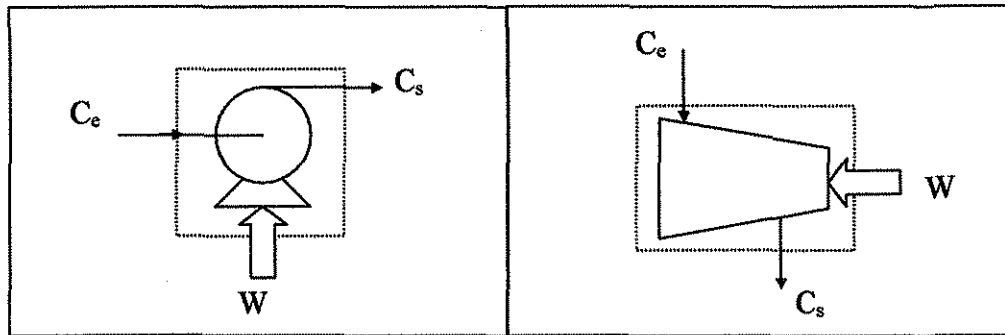


Fig. I. 8. Fronteras de una bomba y de un compresor

Balance total de materia

$$C_s - C_e = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = C_s h_{C_s} - C_e h_{C_e}$$

$$\Delta H_{\text{tot}} = W$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = C_s s_{C_s} - C_e s_{C_e}$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = W$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$

### Expansores (Turbinas)

Se considerará negativo el trabajo suministrado por estos dispositivos. Dos de las turbinas aprovechan la energía de las corrientes de proceso, reduciendo su presión, teniendo como consecuencia un abatimiento en la temperatura. Las otras dos turbinas, requieren servicios auxiliares (vapor de alta presión). El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada de la fig. I. 9.

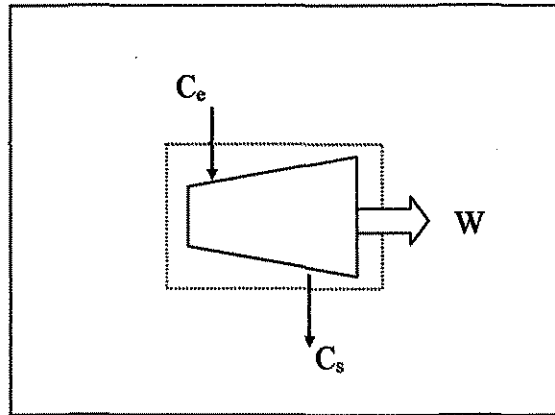


Fig. I. 9. Fronteras de una turbina

#### Balance total de materia

$$C_s - C_e = 0$$

#### Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = C_s h_{C_s} - C_e h_{C_e}$$

$$\Delta H_{\text{tot}} = W$$

#### Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = C_s s_{C_s} - C_e s_{C_e}$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = W$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$

**Válvulas**

Su función es reducir la presión (y en consecuencia la temperatura) sin recuperación de trabajo. Se consideraron como equipos adiabáticos. Son de los equipos que causan irreversibilidad (entropía). El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada de la fig. I. 10.

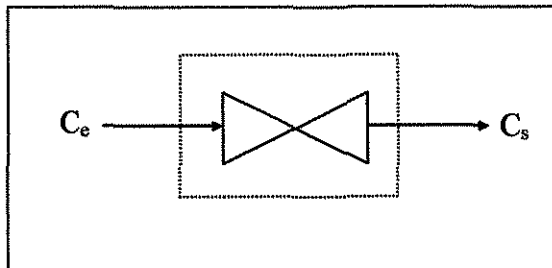


Fig. I. 10. Fronteras de una válvula

Balance total de materia

$$C_s - C_e = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = C_s h_{C_s} - C_e h_{C_e} = 0$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = C_s s_{C_s} - C_e s_{C_e}$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = 0$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$

### Mezclador de corrientes

Este es otro de los equipos que generan irreversibilidad, debido a que se mezclan corrientes que se encuentran a condiciones diferentes de presión, temperatura o composición. Se consideraron mezcladores ideales de corriente en los cuales el calor de mezclado es cero. El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada (ver fig. I. 11).

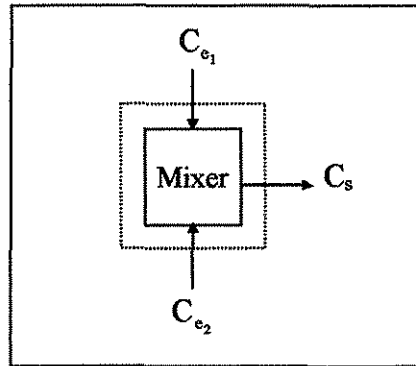


Fig. I. 11. Fronteras de un sistema de mezclado de corrientes

#### Balance total de materia

$$C_s - (C_{e_1} + C_{e_2}) = 0$$

#### Balance de energía

$$\Delta H_{\text{tot}} = C_s h_{C_s} - (C_{e_1} h_{C_{e_1}} + C_{e_2} h_{C_{e_2}})$$

#### Balance de entropía

$$\Delta S_{\text{tot}} = C_s s_{C_s} - (C_{e_1} s_{C_{e_1}} + C_{e_2} s_{C_{e_2}})$$

$$S_{\text{Gen tot}} = \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq Min}} = \Delta H_{\text{tot}} - T_0 \Delta S_{\text{tot}}$$

$$W_{\text{Eq}} = 0$$

$$W_p = T_0 S_{\text{Gen tot}}$$



*Divisor de corrientes (Te)*

Estos dispositivos no generan entropía. El sistema se encuentra delimitado por la línea punteada de la fig. I. 12.

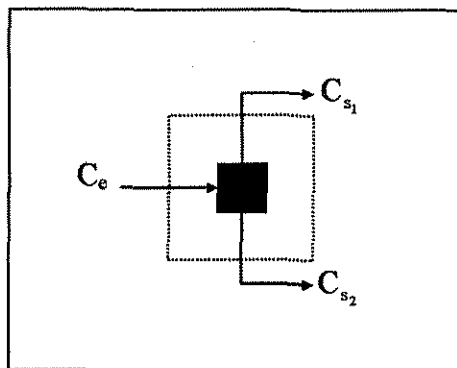


Fig. I. 12. Fronteras de un sistema divisor de corrientes

Balance total de materia

$$(C_{s_1} + C_{s_2}) - C_e = 0$$

Balance de energía

$$\Delta H_{tot} = (C_{s_1} h_{C_{s_1}} + C_{s_2} h_{C_{s_2}}) - C_e h_{C_e} = 0$$

Balance de entropía

$$\Delta S_{tot} = (C_{s_1} s_{C_{s_1}} + C_{s_2} s_{C_{s_2}}) - C_e s_{C_e}$$

$$S_{Gen\ tot} = \Delta S_{tot}$$

$$W_{Eq\ Min} = T_0 \Delta S_{tot}$$

$$W_{Eq} = 0$$

$$W_p = T_0 S_{Gen\ tot} = 0$$

## **APÉNDICE II**

---

### **ACCIONES DE LA ESTRATEGIA GENERAL DEL PROGRAMA DE AHORRO DE ENERGÍA EN FUNCIÓN DEL TIEMPO DE IMPLEMENTACIÓN<sup>(8)</sup>**



Tiempo de implementación	Destino de la acción
Inmediato	Actitud
Corto Plazo	Mantenimiento
Mediano Plazo	Circuitos Ingeniería Interconexión
Largo plazo	Principios
Muy largo plazo	Objetivo

Tabla II. 1. Tipo de acciones del programa de ahorro de energía

1. **Inmediato:** Acción psicológica sobre la **ACTITUD** de los operarios.  
Se toman acciones inmediatas sobre la actitud de los operarios, no requiere inversión ni mano de obra adicionales, se lleva a cabo por medio de campañas de concientización y motivación del personal. La capacitación y el entendimiento por parte del personal del valor de las pérdidas es fundamental, con objeto de que el personal realice los ajustes operaciones factibles de llevarse a cabo, por ejemplo:
  - Eliminación de flujo de vapor a través de válvulas reductoras de presión.
  - Eliminación del volumen de gas a los quemadores de campo.
  - Optimización de la combustión en calderas y calentadores.
  
2. **Corto Plazo:** Acción sobre el **MANTENIMIENTO** de las instalaciones.  
Este tipo de acciones no requiere de inversión adicional, pero sí de un aumento de mano de obra. Se requiere hacer que las instalaciones trabajen de acuerdo a las eficiencias energéticas para las que fueron diseñadas. Son acciones de "conservación de energía" que tienden a un reforzamiento generalizado del mantenimiento. Por ejemplo:
  - Limpieza más frecuente de cambiadores de calor.
  - Mejor calibración de purgas de vapor y eliminación de fugas
  - Rehabilitación del sistema de trampas de vapor
  - Reemplazo de aislamientos térmicos en mal estado
  - Rehabilitación del sistema de medición de consumo de combustibles para contar con mayor confiabilidad.
  
3. **Mediano Plazo**
  - a) Acción sobre los **CIRCUITOS** dentro de los procesos.  
No se requiere de una inversión muy importante, se trata de transformar los circuitos de fluidos que conectan los equipos dentro de un proceso para reducir el consumo de energía de alta calidad y aprovechar la energía de baja calidad. El método de pinch es útil para generar este tipo de acciones. Por ejemplo:
    - Optimización de trenes de intercambio de calor.
  
  - b) Acción sobre la **INGENIERIA** de los procesos  
Se requiere de una mayor inversión. El principio de proceso no se modifica, ni las materias primas, ni los productos obtenidos, pero si se modifica la ingeniería. No basta con considerar la cantidad de la energía, sino que es ya necesario considerar también su calidad. Las metodologías avanzadas de análisis termodinámico de procesos, que consideran la calidad de la energía y sus implicaciones económicas y ecológicas, como el método del trabajo perdido, método del pinch, son indispensables para generar y evaluar las acciones. Por ejemplo:

- Modernizar calentadores a fuego directo
- Integrar precalentadores de aire en equipos de combustión
- Automatizar los servicios auxiliares y las plantas de proceso
- Reemplazar operaciones discontinuas por operaciones continuas
- Instalar sistemas de cogeneración para hacer eficientes los mecanismos de generación de vapor y electricidad para la reducción de consumos energéticos
- Instalar bombas de calor para la revalorización de calores residuales y/o para destilación asistida
- Acción sobre la INTERCONEXIÓN de varios procesos
- Su inversión es considerable, y se requiere considerar la calidad de la energía, se aplica a nivel de unidades de producción completas. Por ejemplo:
- Asociación de una unidad de destilación de una planta de nitrógeno líquido, con una unidad de evaporación de metano de una planta petroquímica básica.

#### 4. Largo Plazo: Acción sobre el PRINCIPIO de los procesos.

La inversión es mucho mayor y las acciones son el resultado de proyectos de investigación y desarrollo tecnológicos completos en los que la consideración de la calidad de la energía es todavía más importante. Este tipo de acciones no implican una modificación de las especificaciones de los productos obtenidos en los procesos, pero sí una modificación de los procesos, así como de las materias primas. Por ejemplo:

- Producción de destilados de petróleo a partir de crudos pesados, en lugar de crudos ligeros (metodologías de fondo de barril)
- Reemplazo de materiales metálicos por materiales plásticos
- Producción de plásticos a partir de carbón, en lugar de petróleo
- Cambio de catalizadores por otros más eficientes desde el punto de vista energético

#### 5. Muy largo Plazo: Acción sobre el OBJETIVO técnico-social de los procesos

Son acciones que superan el alcance de un programa de ahorro de energía en la industria petrolera y sólo pueden realizarse a muy largo plazo como resultado de políticas y estrategias energéticas globales a nivel nacional. Se trata de modificar la naturaleza misma de los productos que generan las plantas industriales. Por ejemplo:

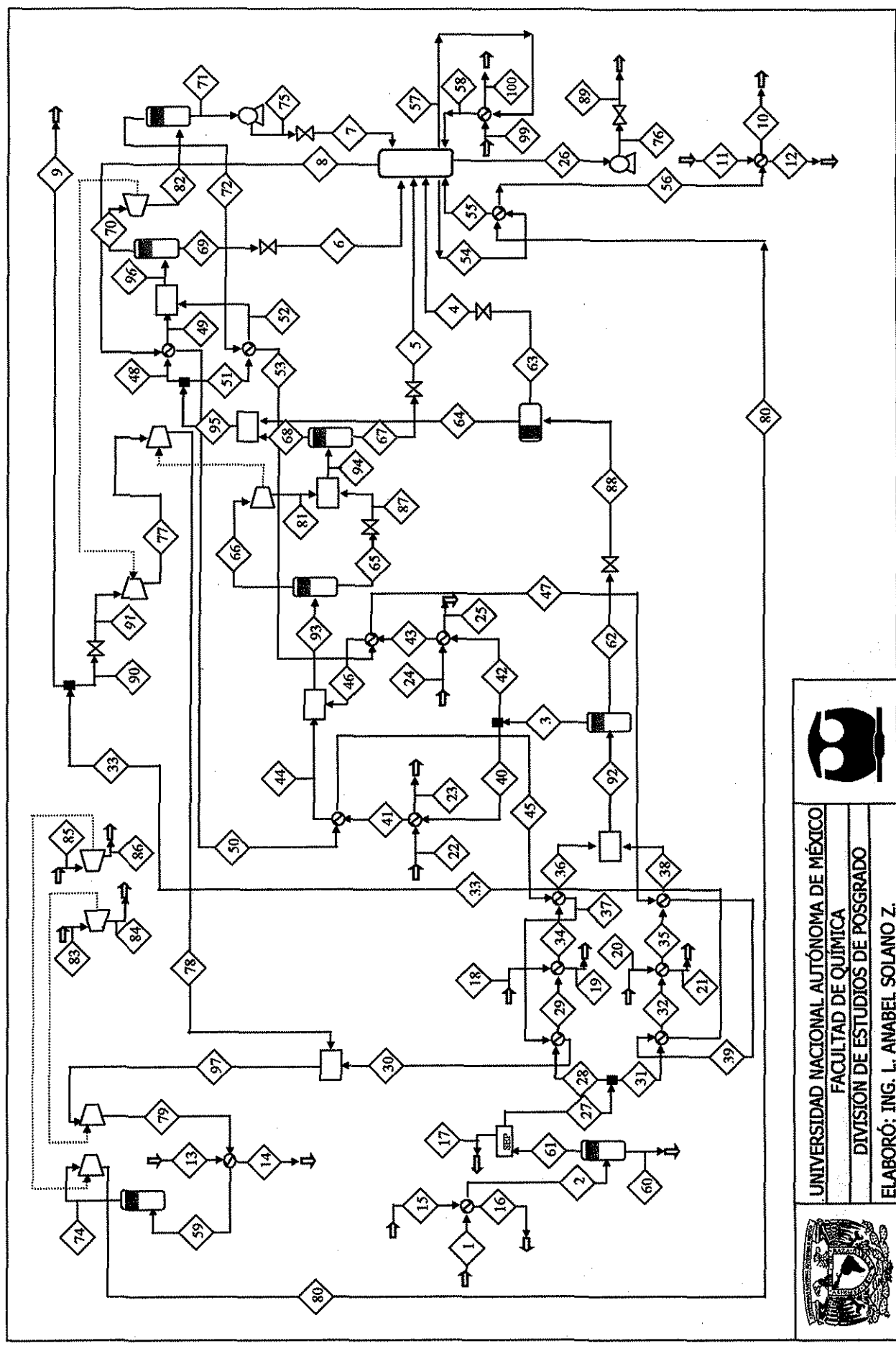
- Convencer a la población de que puede mantener su nivel de bienestar consumiendo menos energía o energía de menos calidad o bien utilizando bienes y servicios que requieran menos energía (en términos de cantidad y calidad).



## **APÉNDICE III**

---

### **RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO CRIOGÉNICO (ASPEN PLUS)**

1. The first part of the document is a list of names and addresses of the members of the committee.



	
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	
FACULTAD DE QUÍMICA	
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO	
ELABORÓ: ING. L. ANABEL SOLANO Z.	



Data file created by ASPEN PLUS Rel. 9.3-1 on 12:09:21 Thu Aug 20, 1998  
 Run ID: CRIOG5TQ Item: STREAM-SUM Screen: Stream-Sum.Main

	1	2	3	4	5	6
Display	From	1-S	FA-102	LV5	LV2	LV3
Format:	AE-120 VAPOR	FA-101 VAPOR	T2 VAPOR	DA-101 MIXED	DA-101 MIXED	DA-101 MIXED
Vapor Frac	1.0000	1.0000	1.0000	0.1046	0.1332	0.1349
Temperature °F	109.4000	104.0000	15.0000	-13.6466	-86.5572	-109.6044
Pressure Psi	938.7000	914.1000	871.1000	369.8000	369.8000	369.8000
Total Flow lbmol/h	62850.0000	62850.0000	53351.5400	7390.6030	10604.5400	3314.4730
Total Flow lb/h	1383990.0000	1383990.0000	1053280.0000	289864.0000	301072.0000	78553.8000
Enthalpy Btu/lbmol	-34528.9900	-34581.43000	-34442.2300	-49287.2000	-43789.7000	-40748.5000
Enthalpy Btu/h	-2.1701E+09	-2.1734E+09	-1.8375E+09	-3.6426E+08	-4.6437E+08	-1.3506E+08
Entropy Btu/lbmol-R	-34.7230	-34.7734	-33.7633	-69.8012	-56.5775	-49.3462
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.1916	0.1891	0.2405	0.4492	0.5187	0.5749
CPMX Btu/lb-R	0.6395	0.6382	0.7413	0.5635	0.6083	0.6850
Substream: MIXED						
Mole Flow lbmol/h	18.8569	18.8569	16.1257	2.0381	4.5840	1.7316
CO2	46714.7900	46714.7900	43180.3600	1871.4840	4799.4380	1928.9020
METANO	8234.1740	8234.1740	6248.4820	1727.0400	3166.4580	1003.7950
ETANO	4148.5150	4148.5150	2269.6930	1802.6120	1864.3740	319.2299
PROPANO	584.5635	584.5635	215.1440	363.5713	200.8144	17.3204
I-BUTANO	1288.5540	1288.5540	410.7833	867.2976	391.1085	27.0772
N-BUTANO	314.2814	314.2814	58.6090	254.4731	57.7005	2.0422
I-PENTAN	370.8521	370.8521	62.6543	306.9691	61.8175	2.0088
N-PENTAN	69.1419	69.1419	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	219.9970	219.9970	31.4392	187.9787	31.0820	0.9169
PSEUDO	886.2736	886.2736	858.2559	7.1383	27.1645	11.4490
NITROG						

Display	7	8	9	10	11	12	11	12
Format:	LV6	DA-101	T5	AE-115	AE-115	AE-115	AE-115-E	AE-115-S
Vapor Frac	DA-101	EA-111						
Temperature °F	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Pressure Psi	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total Flow lbmol/h	-128.2389	-111.3993	89.3238	108.0000	89.6000	89.6000	89.6000	89.6657
Total Flow lb/h	369.8000	360.0000	223.3000	1010.0000	74.8100	74.8100	74.8100	69.1300
Enthalpy Btu/lbmol	2373.6880	10471.3600	4862.0000	44706.9600	130300.0000	130300.0000	130300.0000	130300.0000
Enthalpy Btu/h	55061.5400	176942.0000	81850.4800	753290.0000	2347390.0000	2347390.0000	2347390.0000	2347390.0000
Entropy Btu/lbmol-R	-40876.7300	-34212.7500	-31556.7200	-31940.1300	-123380.0000	-123380.0000	-123380.0000	-123380.0000
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	-9.7029E+07	-3.5825E+08	-1.5343E+08	-1.4279E+09	-1.6080E+10	-1.6080E+10	-1.6080E+10	-1.6080E+10
CPMX Btu/lb-R	-50.4574	-30.7960	-24.5193	-27.9227	-39.5709	-39.5709	-39.5709	-39.5685
	1.3045	0.1281	0.0391	0.1858	2.9260	2.9260	2.9260	2.9260
	0.7227	0.6719	0.5398	0.6333	1.0763	1.0763	1.0763	1.0763

Substream: MIXED

Mole Flow lbmol/h

CO2	1.6230	3.2010	1.1043	10.9769	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METANO	1311.1770	9841.7600	4576.7580	42068.8300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETANO	914.3072	562.4302	176.9049	1808.1020	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	135.3641	12.7551	3.3495	36.3403	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I-BUTANO	2.7380	0.0663	0.0148	0.1709	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-BUTANO	2.9921	0.0468	0.0098	0.1155	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I-PENTAN	0.0652	0.0002	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-PENTAN	0.0564	0.0002	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	130300.0000	130300.0000	130300.0000	130300.0000
PSEUDO	0.0193	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NITROG	5.3461	51.0981	103.8588	782.4149	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

	13	14	15	16	17	18
Display	AE116-E	AE116-S	AE120-E	AE120-S	AGUA	C3E103-E
Format:	AE-116	AE-116	AE-120	AE-120	DA-102	EA-103
Vapor Frac	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
Temperature °F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4036
Pressure Psi	89.6000	115.1303	89.6000	90.9193	95.0000	2.9600
Total Flow lbmol/h	74.8100	69.1300	74.8100	69.1300	969.0000	41.0000
Total Flow lb/h	130300.0000	130300.0000	130300.0000	130300.0000	69.1419	2656.0000
Enthalpy Btu/lbmol	2347390.0000	2347390.0000	2347390.0000	2347390.0000	1245.6110	117079.0000
Enthalpy Btu/h	-123380.000	-122890.000	-123380.000	-123360.000	-123230.000	-50934.410
Entropy Btu/lbmol-R	-1.6080E+10	-1.6010E+10	-1.6080E+10	-1.6070E+10	-8.5206E+06	-1.3528E+08
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	-39.5710	-38.6897	-39.5710	-39.5243	-39.4027	-78.4148
CPMX Btu/lb-R	2.9260	2.8973	2.9260	2.9245	2.9224	0.0217
	1.0763	1.0769	1.0763	1.0763	1.0745	0.4816

Substream: MIXED	
Mole Flow	lbmol/h
CO2	0.0000
METANO	0.0000
ETANO	0.0000
PROPANO	0.0000
I-BUTANO	0.0000
N-BUTANO	0.0000
I-PENTAN	0.0000
N-PENTAN	0.0000
AGUA	130300.0000
PSEUDO	0.0000
NITROG	0.0000

Display	19	20	21	22	23	24
	C3E103-S EA-103	C3E104-E EA-104	C3E104-S EA-104	C3E107-E EA-107	C3E107-S EA-107	C3E108-E EA-108
Format:	MIXED	EA-104 MIXED	MIXED	EA-107 MIXED	VAPOR	EA-108 MIXED
Vapor Frac	0.9922	0.4049	0.9922	0.1250	1.0000	0.1110
Temperature °F	3.9582	2.9640	3.9584	-34.0000	-28.1741	-34.0000
Pressure Psi	40.0000	41.0000	40.0000	18.3000	16.8800	18.3200
Total Flow lbmol/h	2656.0000	8150.0000	8150.0000	1364.0000	1364.0000	4316.0000
Total Flow lb/h	117079.0000	359261.0000	359261.0000	60721.6300	60721.6300	192137.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-46467.7200	-50925.1200	-46467.5100	-54233.1500	-47129.9500	-54344.0000
Enthalpy Btu/h	-1.2342E+08	-4.1504E+08	-3.7871E+08	-7.3974E+07	-6.4285E+07	-2.3455E+08
Entropy Btu/lbmol-R	-68.7348	-78.3947	-68.7343	-85.3778	-68.5979	-85.6385
Density lbmol/ft³	0.0087	0.0216	0.0087	0.0323	0.0038	0.0362
CPMX Btu/lb-R	0.3687	0.4814	0.3687	0.4981	0.3423	0.5006

Substream: MIXED

Mole Flow	lbmol/h
CO2	0.0000
METANO	0.0000
ETANO	46.7456
PROPANO	2565.4300
I-BUTANO	22.8416
N-BUTANO	20.9824
I-PENTANO	0.0000
N-PENTANO	0.0000
AGUA	0.0000
PSEUDO	0.0000
NITROG	0.0000

Display	25	26	27	28	29	30
Format:	C3E108-S EA-108	DA101-LQ DA-101 GA-102	DA102-S DA-102 T1	EA101-E T1 EA-101	EA101-S EA-101 EA-103	EA101-SF EA-101 M6
Vapor Frac	MIXED 0.9973	LIQUID 0.0000	VAPOR 1.0000	VAPOR 1.0000	MIXED 0.9722	VAPOR 1.0000
Temperature °F	-32.7893	94.2607	104.2000	104.2000	62.2700	99.0047
Pressure Psi	16.9000	363.0000	896.1000	896.1000	887.1000	312.0000
Total Flow lbmol/h	4316.0000	13211.9500	62780.8600	15070.0000	15070.0000	10471.0100
Total Flow lb/h	192137.0000	547610.0000	1382750.0000	331917.0000	331917.0000	176943.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-47222.5600	-48230.6900	-34481.9000	-34481.9000	-35160.1900	-32136.6600
Enthalpy Btu/h	-2.0381E+08	-6.3722E+08	-2.1648E+09	-5.1964E+08	-5.2986E+08	-3.3652E+08
Entropy Btu/lbmol-R	-68.8163	-70.8760	-34.7371	-34.7371	-35.9762	-25.8471
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.0038	0.6801	0.1843	0.1843	0.2151	0.0543
CPMX Btu/lb-R	0.3406	0.7508	0.6332	0.6332	0.6761	0.5567
Substream: MIXED						
Mole Flow lbmol/h						
CO2	0.0000	6.7757	18.8569	4.5264	4.5264	3.2010
METANO	0.0000	69.2209	46714.7900	11213.4800	11213.4800	9841.8010
ETANO	20.2852	6249.1840	8234.1740	1976.5420	1976.5420	562.4342
PROPANO	4145.9500	4108.8310	4148.5150	995.8150	995.8150	12.7552
I-BUTANO	71.2140	584.3781	584.5635	140.3194	140.3194	0.0663
N-BUTANO	78.5512	1288.4290	1288.5540	309.3062	309.3062	0.0468
I-PENTAN	0.0000	314.2808	314.2814	75.4405	75.4405	0.0002
N-PENTAN	0.0000	370.8516	370.8521	89.0198	89.0198	0.0002
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PSEUDO	0.0000	219.9967	219.9970	52.8084	52.8084	0.0001
NITROG	0.0000	0.0000	886.2736	212.7423	212.7423	51.0981

	31	32	33	34	35	36
Display	EA102-E	EA102-S	EA102-SF	EA103-S	EA104-S	EA105-S
Format:	T1	EA-102	EA-102	EA-103	EA-104	EA-105
	EA-102	EA-104	T5	EA-105	EA-106	M1
	VAPOR	MIXED	VAPOR	MIXED	MIXED	MIXED
Vapor Frac	1.0000	0.9720	1.0000	0.8816	0.8846	0.8512
Temperature °F	104.2000	62.1800	89.3238	26.0000	27.0000	15.4400
Pressure Psi	896.1000	887.1000	223.3000	881.1000	880.1000	871.1000
Total Flow lbmol/h	47710.8600	47710.8600	39097.5500	15070.0000	47710.8600	15070.0000
Total Flow lb/h	1050830.0000	1050830.0000	658197.0000	331917.0000	1050830.0000	331917.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-34481.9000	-35162.1000	-31556.7200	-35947.4100	-35923.5500	-36174.9100
Enthalpy Btu/h	-1.6452E+09	-1.6776E+09	-1.2338E+09	-5.4173E+08	-1.7139E+09	-5.4516E+08
Entropy Btu/lbmol-R	-34.7371	-35.9799	-24.5193	-37.5306	-37.4800	-37.9895
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.1843	0.2152	0.0391	0.2563	0.2545	0.2686
CPMX Btu/lb-R	0.6332	0.6762	0.5398	0.7152	0.7134	0.7255

## Substream: MIXED

Mole Flow lbmol/h

CO2	14.3305	14.3304	8.8801	4.5264	14.3305	4.5264
METANO	35501.3100	35501.3100	36803.7900	11213.4800	35501.3100	11213.4800
ETANO	6257.6310	6257.6310	1422.5730	1976.5420	6257.6310	1976.5420
PROPANO	3152.7000	3152.7000	26.9346	995.8150	3152.7000	995.8150
I-BUTANO	444.2441	444.2441	0.1194	140.3194	444.2441	140.3194
N-BUTANO	979.2477	979.2477	0.0784	309.3062	979.2477	309.3062
I-PENTAN	238.8409	238.8409	0.0003	75.4405	238.8409	75.4405
N-PENTAN	281.8323	281.8323	0.0002	89.0198	281.8323	89.0198
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PSEUDO	167.1886	167.1886	0.0001	52.8084	167.1886	52.8084
NITROG	673.5313	673.5313	835.1755	212.7423	673.5313	212.7423

Display	EA105-SF	EA106-S	EA106-SF	EA107-E	EA107-S	EA108-E
Format:	EA-105 EA-101 VAPOR	EA-106 M1 MIXED	EA-106 EA-102 VAPOR	T2 EA-107 VAPOR	EA-107 EA-109 MIXED	T2 EA-108 VAPOR
Vapor Frac	1.0000	0.8494	1.0000	1.0000	0.9115	1.0000
Temperature °F	-5.1071	14.8700	-1.4524	15.0000	-20.0000	15.0000
Pressure Psi	327.0000	871.1000	245.3000	871.1000	858.1000	871.1000
Total Flow lbmol/h	10520.0100	47710.8600	39097.5500	13471.5400	13471.5400	39880.0000
Total Flow lb/h	17775.0000	1050830.0000	658197.0000	265959.0000	265959.0000	787321.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-33112.8200	-36188.0300	-32386.7700	-34442.2300	-35161.4300	-34442.2300
Enthalpy Btu/h	-3.4841E+08	-1.7266E+09	-1.2662E+09	-4.6399E+08	-4.7368E+08	-1.3736E+09
Entropy Btu/lbmol-R	-27.8670	-38.0171	-26.3499	-33.7633	-35.3194	-33.7633
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.0737	0.2696	0.0533	0.2405	0.2957	0.2405
CPMX Btu/lb-R	0.5530	0.7263	0.5315	0.7413	0.8429	0.7413
Substream: MIXED						
Mole Flow lbmol/h	3.2010	14.3304	8.8801	4.0718	4.0718	12.0539
CO2	9841.8010	35501.3100	36803.7900	10903.2700	10903.2700	32277.0900
METANO	562.4342	6257.6310	1422.5730	1577.7740	1577.7740	4670.7080
ETANO	12.7551	3152.7000	26.9346	573.1094	573.1094	1696.5840
PROPANO	0.0663	444.2441	0.1194	54.3250	54.3250	160.8190
I-BUTANO	0.0468	979.2477	0.0784	103.7249	103.7249	307.0583
N-BUTANO	0.0002	238.8409	0.0003	14.7991	14.7991	43.8099
I-PENTAN	0.0002	281.8323	0.0002	15.8206	15.8206	46.8338
N-PENTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0001	167.1886	0.0001	7.9386	7.9385	23.5007
PSEUDO	51.0981	673.5313	835.1755	216.7141	216.7141	641.5417
NITROG						

Display	EA108-S	EA109-S	EA109-SF	EA110-S	EA110-SF	EA111-E
Format:	EA-108 EA-110 MIXED	EA-109 M2 MIXED	EA-109 EA-105 VAPOR	EA-110 M2 MIXED	EA-110 EA-106 VAPOR	EA-111 T3 EA-111 MIXED
Vapor Frac	0.9037	0.8534	1.0000	0.8239	1.0000	0.9980
Temperature °F	-22.0000	-33.9200	-38.3664	-39.4000	-36.2535	-66.9133
Pressure Psi	861.1000	852.1000	337.0000	852.1000	257.3000	526.3000
Total Flow lbmol/h	39880.0000	13471.5400	10471.3600	39880.0000	39097.5500	7170.0000
Total Flow lb/h	787321.0000	265959.0000	176942.0000	787321.0000	658197.0000	126766.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-35212.9500	-35489.9400	-33440.2200	-35632.7400	-32709.5100	-33804.5900
Enthalpy Btu/h	-1.4043E+09	-4.7810E+08	-3.5016E+08	-1.4210E+09	-1.2789E+09	-2.4238E+08
Entropy Btu/lbmol-R	-35.4411	-36.0706	-28.6682	-36.4082	-27.1704	-31.1675
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.3022	0.3300	0.0848	0.3489	0.0620	0.1705
CPMX Btu/lb-R	0.8545	0.9020	0.5649	0.9337	0.5372	0.6983

## Substream: MIXED

Mole Flow	lbmol/h	lbmol/h
CO2	12.0539	8.8801
METANO	32277.0900	36803.7900
ETANO	4670.7080	1422.5730
PROPANO	1696.5840	26.9346
I-BUTANO	160.8190	0.1194
N-BUTANO	307.0583	0.0784
I-PENTAN	43.8099	0.0003
N-PENTAN	46.8338	0.0002
AGUA	0.0000	0.0000
PSEUDO	23.5007	0.0001
NITROG	641.5417	835.1752
		136.3969



Display	EA111-S	EA111-SF	EA112-E	EA112-S	EA112-SF	EA113-E
Format:	EA-111 M5 MIXED	EA-111 EA-109 VAPOR	T3 EA-112 MIXED	EA-112 M5 MIXED	EA-112 EA-110 VAPOR	T4 EA-113 MIXED
Vapor Frac	0.9267	1.0000	0.9980	0.9258	1.0000	0.0000
Temperature °F	-92.7100	-79.9793	-66.9133	-92.8800	-81.6835	68.3550
Pressure Psi	510.3000	350.0000	526.3000	510.3000	268.3000	362.8965
Total Flow lbmol/h	7170.0000	10471.3600	37615.7100	37615.7100	39097.5500	19760.0000
Total Flow lb/h	126766.0000	176942.0000	665047.0000	665047.0000	658197.0000	747915.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-34315.6000	-33862.8400	-33804.5900	-34320.1000	-33137.7100	-46608.2400
Enthalpy Btu/h	-2.4604E+08	-3.5459E+08	-1.2716E+09	-1.2910E+09	-1.2956E+09	-9.2098E+08
Entropy Btu/lbmol-R	-32.4744	-29.7891	-31.1675	-32.4866	-28.3149	-67.0764
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.2007	0.1045	0.1705	0.2011	0.0759	0.7437
CPMX Btu/lb-R	0.7829	0.6014	0.6983	0.7838	0.5567	0.7736
Substream: MIXED						
Mole Flow lbmol/h	1.9587	3.2010	10.2760	10.2760	8.8801	19.4451
CO2	6410.8510	9841.7600	33633.0200	33633.0200	36803.7900	315.6019
METANO	534.8278	562.4302	2805.8480	2805.8480	1422.5730	11741.6400
PROPANO	77.0906	12.7551	404.4379	404.4379	26.9346	5065.0010
I-BUTANO	3.2304	0.0664	16.9474	16.9474	0.1194	587.7848
N-BUTANO	4.8265	0.0470	25.3212	25.3212	0.0784	1250.2660
I-PENTAN	0.3374	0.0002	1.7703	1.7703	0.0003	275.6552
N-PENTAN	0.3307	0.0002	1.7348	1.7348	0.0002	321.6327
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PSEUDO	0.1499	0.0001	0.7864	0.7864	0.0001	182.9757
NITROG	136.3969	51.0981	715.5739	715.5739	835.1755	0.0000

55

56

57

58

59

60

Display	EA113-S	EA113-SF	EA114-E	EA114-S	EA116-S	FA101-LQ
Format:	EA-113	EA-113 AE-115	T4 EA-114	EA-114	AE-116 FA-110	FA-101
	MIXED	VAPOR	LIQUID	MIXED	VAPOR	MISSING
Vapor Frac	0.4802	1.0000	0.0000	0.4330	1.0000	
Temperature °F	100.5400	108.9233	68.3550	97.8280	123.3000	
Pressure Psi	389.5000	1024.0000	362.8965	389.5000	557.0000	914.1000
Total Flow lbmol/h	19760.0000	44706.9600	4940.0000	4940.9900	44706.9600	0.0000
Total Flow lb/h	747915.0000	753290.0000	186979.0000	186979.0000	753290.0000	0.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-43915.7900	-31937.2400	-46608.2400	-44170.5700	-31557.3300	
Enthalpy Btu/h	-8.6778E+08	-1.4278E+09	-2.3024E+08	-2.1820E+08	-1.4108E+09	
Entropy Btu/lbmol-R	-62.1601	-27.9420	-67.0763	-62.6160	-26.1711	
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.1665	0.1881	0.7437	0.1809	0.0946	
CPMX Btu/lb-R	0.6899	0.6347	0.7736	0.6996	0.5825	

Substream: MIXED

Mole Flow	lbmol/h					
CO2	19.4451	10.9769	4.8612	4.8612	10.9769	0.0000
METANO	315.6019	42068.8300	78.9004	78.9005	42068.8300	0.0000
ETANO	11741.6400	1808.1020	2935.4090	2935.4090	1808.1020	0.0000
PROPANO	5065.0010	36.3402	1266.2500	1266.2500	36.3402	0.0000
I-BUTANO	587.7848	0.1709	146.9462	146.9462	0.1709	0.0000
N-BUTANO	1250.2660	0.1155	312.5660	312.5660	0.1155	0.0000
I-PENTAN	275.6552	0.0005	68.9138	68.9138	0.0005	0.0000
N-PENTAN	321.6327	0.0003	80.4081	80.4081	0.0003	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PSEUDO	182.9757	0.0001	45.7439	45.7439	0.0001	0.0000
NITROG	0.0000	782.4149	0.0000	0.0000	782.4149	0.0000

Display	61	62	63	64	65	66
Format:	FA101-VP FA-101 DA-102 VAPOR	FA102-IQ FA-102 IV4 LIQUID	FA103-IQ FA-103 IV5 LIQUID	FA103-VP FA-103 M4 VAPOR	FA104-IQ FA-104 IV1 LIQUID	FA104-VP FA-104 GC-101 VAPOR
Vapor Frac	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature °F	104.0000	15.0000	-3.2040	-3.2040	-38.0500	-38.0500
Pressure Psi	914.1000	871.1000	526.3000	526.3000	852.1000	852.1000
Total Flow lbmol/h	62850.0000	9429.3140	7390.6030	2038.7120	8986.6880	44364.8600
Total Flow lb/h	1383990.0000	329469.0000	289864.0000	39605.2100	241135.0000	812144.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-34581.4300	-46045.8600	-49287.2000	-34273.2200	-42032.1900	-34293.3900
Enthalpy Btu/h	-2.1734E+09	-4.3418E+08	-3.6426E+08	-6.9873E+07	-3.7773E+08	-1.5214E+09
Entropy Btu/lbmol-R	-34.7734	-62.0434	-69.9067	-32.3819	-52.1715	-33.1128
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.1891	0.8364	0.8373	0.1338	0.9937	0.3037
CPMX Btu/lb-R	0.6382	0.6775	0.5963	0.6002	0.7840	0.9675
Substream: MIXED						
Mole Flow lbmol/h	18.8569	2.7311	2.0382	0.6929	3.4482	12.6775
CO2	46714.7900	3534.4350	1871.4840	1662.9500	4828.4650	38351.8900
METANO	8234.1740	1985.6910	1727.0400	258.6517	2148.7010	4099.7810
PROPANO	4148.5150	1878.8220	1802.6120	76.2096	1339.2540	930.4390
I-BUTANO	584.5635	369.4195	363.5713	5.8482	162.0237	53.1203
N-BUTANO	1288.5540	877.7706	867.2976	10.4730	326.4417	84.3416
I-PENTAN	314.2814	255.6724	254.4731	1.1992	52.4034	6.2056
N-PENTAN	370.8521	308.1977	306.9691	1.2287	56.5796	6.0747
AGUA	69.1419	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PSEUDO	219.9970	188.5577	187.9787	0.5790	28.7915	2.6478
NITROG	886.2736	28.0178	7.1383	20.8794	40.5799	817.6760



Display	73	74	75	76	77	78
FA110-LQ	FA110-LQ	FA110-VP	GA101-L	GA102-L	GB101-D	GB102-D
FA-110	FA-110	FA-110	GA-101	GA-102	GB-101	GB-102
MISSING	GB103-B	GB103-B	LV6	LV7	GB-102	M6
	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR
Vapor Frac	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature °F	123.3000	123.3000	-128.2634	95.1597	121.1010	151.1020
Pressure Psi	557.0000	557.0000	384.0000	411.5000	258.6849	313.4174
Total Flow lbmol/h	0.0000	44706.9600	2373.6880	13211.9500	34235.5500	34235.5500
Total Flow lb/h	0.0000	753290.0000	55061.5400	547610.0000	576346.0000	576346.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-31557.3300	-31557.3300	-40876.7300	-48214.7300	-31283.7000	-31028.1700
Enthalpy Btu/h	-1.4108E+09	-1.4108E+09	-9.7029E+07	-6.3701E+08	-1.0710E+09	-1.0623E+09
Entropy Btu/lbmol-R	-26.1711	-26.1711	-50.4635	-70.8710	-24.3192	-24.2605
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.0946	0.0946	1.3052	0.6822	0.0427	0.0492
CPMX Btu/lb-R	0.5825	0.5825	0.7219	0.7445	0.5514	0.5648

Substream: MIXED	73	74	75	76	77	78
Mole Flow lbmol/h	0.0000	10.9769	1.6229	6.7757	7.7758	7.7758
CO2	0.0000	42068.8300	1311.1770	69.2209	32227.0300	32227.0300
METANO	0.0000	1808.1020	914.3072	6249.1840	1245.6680	1245.6680
ETANO	0.0000	36.3402	135.3641	4108.8310	23.5852	23.5851
PROPANO	0.0000	0.1709	2.7379	584.3781	0.1045	0.1045
I-BUTANO	0.0000	0.1155	2.9921	1288.4290	0.0687	0.0687
N-BUTANO	0.0000	0.0005	0.0652	314.2808	0.0003	0.0003
I-PENTAN	0.0000	0.0003	0.0564	370.8516	0.0002	0.0002
N-PENTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0001	0.0193	219.9967	0.0001	0.0001
PSEUDO	0.0000	782.4149	5.3461	0.0000	731.3168	731.3168
NITROG						



Display	85	86	87	88	89	90
Format:	GC103B-E	GC103B-S	LV1-S	LV4-S	LV7-S	LV8-E
Vapor Frac	GC103-B	GC103-B	LV1	LV4	LV7	T5
Temperature °F	VAPOR	MIXED	M3	MIXED	MIXED	LV8
Pressure Psi	1.0000	0.9038	0.2533	0.2155	0.0027	VAPOR
Total Flow lbmol/h	644.0000	127.4533	-62.1029	-3.3865	94.4491	1.0000
Total Flow lb/h	634.8000	1.8490	526.3000	526.3000	363.1000	89.3238
Enthalpy Btu/lbmol	6600.0000	6600.0000	8986.6880	9429.3140	13211.9500	223.3000
Enthalpy Btu/h	118901.0000	118901.0000	241135.0000	329469.0000	547610.0000	34235.5500
Entropy Btu/lbmol-R	-99909.6300	-105400.0000	-42032.1900	-46045.8600	-48214.7300	576346.0000
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	-6.5940E+08	-6.9562E+08	-3.7773E+08	-4.3418E+08	-6.3701E+08	-31556.7200
CPMX Btu/lb-R	-12.5230	-8.8883	-51.9486	-61.8054	-70.8472	-1.0804E+09
	0.0592	0.0003	0.4482	0.3927	0.6670	-24.5193
	0.5504	0.5083	0.6531	0.5967	0.7506	0.0391
						0.5398

Substream: MIXED	85	86	87	88	89	90
Mole Flow lbmol/h	0.0000	0.0000	3.4482	2.7311	6.7757	7.7758
CO2	0.0000	0.0000	4828.4650	3534.4350	69.2209	32227.0300
METANO	0.0000	0.0000	2148.7010	1985.6910	6249.1840	1245.6680
ETANO	0.0000	0.0000	1339.2540	1878.8220	4108.8310	23.5851
PROPANO	0.0000	0.0000	162.0237	369.4195	584.3781	0.1045
I-BUTANO	0.0000	0.0000	326.4417	877.7706	1288.4290	0.0687
N-BUTANO	0.0000	0.0000	52.4034	255.6724	314.2808	0.0003
I-PENTAN	0.0000	0.0000	56.5796	308.1977	370.8516	0.0002
N-PENTAN	6600.0000	6600.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	28.7915	188.5577	219.9967	0.0001
PSEUDO	0.0000	0.0000	40.5799	28.0178	0.0000	731.3168
NITROG	0.0000	0.0000				

Display	91	92	93	94	95	96
Format:	LV8-S LV8 GB-101 VAPOR	M1-S M1 FA-102 MIXED	M2-S M2 FA-104 MIXED	M3-S M3 FA-105 MIXED	M4-S M4 T3 MIXED	M5-S M5 FA-106 MIXED
Vapor Frac	1.0000	0.8498	0.8316	0.8031	0.9980	0.9259
Temperature °F	88.4303	15.0062	-38.0404	-70.1734	-66.9133	-92.8521
Pressure Psi	208.8000	871.1000	852.1000	526.3000	526.3000	510.3000
Total Flow lbmol/h	34235.5500	62780.8600	53351.5400	53351.5400	44785.7100	44785.7100
Total Flow lb/h	576346.0000	1382750.0000	1053280.0000	1053280.0000	791812.0000	791812.0000
Enthalpy Btu/lbmol	-31556.7200	-36184.8800	-35596.6800	-35760.9100	-33804.5900	-34319.3800
Enthalpy Btu/h	-1.0804E+09	-2.2717E+09	-1.8991E+09	-1.9079E+09	-1.5140E+09	-1.5370E+09
Entropy Btu/lbmol-R	-24.3900	-38.0105	-36.3225	-36.1754	-31.1675	-32.4847
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	0.0366	0.2693	0.3439	0.2074	0.1705	0.2010
CPMX Btu/lb-R	0.5380	0.7261	0.9255	0.6959	0.6983	0.7837
Substream: MIXED						
Mole Flow lbmol/h	7.7758	18.8569	16.1257	16.1257	12.2347	12.2347
CO2	32227.0300	46714.7900	43180.3600	43180.3600	40043.8700	40043.8700
METANO	1245.6680	8234.1740	6248.4820	6248.4820	3340.6750	3340.6750
ETANO	23.5851	4148.5150	2269.6930	2269.6930	481.5286	481.5286
PROPANO	0.1045	584.5635	215.1440	215.1440	20.1778	20.1778
I-BUTANO	0.0687	1288.5540	410.7833	410.7833	30.1478	30.1478
N-BUTANO	0.0003	314.2814	58.6090	58.6090	2.1078	2.1078
I-PENTAN	0.0002	370.8521	62.6543	62.6543	2.0655	2.0655
N-PENTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0001	219.9970	31.4393	31.4393	0.9363	0.9363
PSEUDO	731.3168	886.2736	858.2559	858.2559	851.9707	851.9707
NITROG						



Display	97	98	99	100
Format:	M6-S M6	TRAY29-L T4	VAP-E EA-114	VAP-S EA-114
Vapor Frac	GE103-A VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED
Temperature °F	1.0000	0.0000	1.0000	0.0282
Pressure Psi	138.8315	68.3545	312.8000	305.8907
Total Flow lbmol/h	312.0000	362.8965	74.8100	71.9700
Total Flow lb/h	44706.9600	24700.0000	731.8400	731.8400
Enthalpy Btu/lbmol	753290.0000	934893.0000	13184.3000	13184.3000
Enthalpy Btu/h	-31287.8000	-46608.2400	-102180.0000	-118630.0000
Entropy Btu/lbmol-R	-1.3988E+09	-1.1512E+09	-7.4778E+07	-8.6820E+07
Density lbmol/ft <sup>3</sup>	-24.6139	-67.0764	-10.9803	-32.3989
CPMX Btu/lb-R	0.0502	0.7437	0.0093	0.2859
	0.5625	0.7736	0.4722	1.1220

Substream: MIXED

Mole Flow	lbmol/h
CO2	10.9769
METANO	42068.8300
ETANO	1808.1020
PROPANO	36.3402
I-BUTANO	0.1709
N-BUTANO	0.1155
I-PENTAN	0.0005
N-PENTAN	0.0003
AGUA	0.0000
PSEUDO	0.0001
NITROG	782.4149

24.3064	0.0000	0.0000	0.0000
394.5023	0.0000	0.0000	0.0000
14677.0500	0.0000	0.0000	0.0000
6331.2520	0.0000	0.0000	0.0000
734.7310	0.0000	0.0000	0.0000
1562.8330	0.0000	0.0000	0.0000
344.5690	0.0000	0.0000	0.0000
402.0408	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	731.8400	0.0000	731.8400
228.7196	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

## **APÉNDICE IV**

---

### **CONFRONTACIÓN DE LA SIMULACIÓN DE ASPEN PLUS CON LOS DATOS DE DISEÑO Y OPERACIÓN DE LA PLANTA CRIOGÉNICA**

... ..

... ..

**Simulación de ASPEN PLUS**

Display	1	4	3	5	6	7	8
From	1-S	LV5	LV2	LV3	LV6		
AE-120	AE-120	FA-102	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101
VAPOR	VAPOR	T2	MIXED	MIXED	LIQUID		
Temperature R	564.000	475.000	373.443	350.396	331.761	348.601	348.601
Pressure Psi	938.700	871.100	369.800	369.800	369.800	369.800	360.000
Total Flow lbmol/h	62850.000	53351.540	7390.603	3314.473	2373.688	10471.350	10471.350

**Datos de Operación de la planta criogénica**

Display	1	4	5	6	7	8
Temperature R	569.400	475.000	373.530	350.500	331.700	350.400
Pressure Psi	938.700	871.100	369.800	369.800	369.800	360.000
Total Flow lbmol/h	62850.000	53170.000	10490.000	3291.000	2331.000	10520.000

**Datos de Diseño de la planta criogénica**

Display	1	4	5	6	7	8	
Temperature R	569.400	564.000	475.000	446.500	373.443	331.761	350.000
Pressure Psi	938.700	914.000	871.000	369.800	369.800	369.800	360.000

**Porcentaje de error entre los datos de Operación y la simulación de ASPEN PLUS**

Display	1	3	4	5	6	7	8
Temperatura, R	0.00	0.00	0.03	0.02	0.03	0.02	0.51
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total flow, lbmol/h	0.00	0.34	1.04	1.09	0.71	1.83	0.46

**Porcentaje de error entre los datos de Diseño y la simulación de ASPEN PLUS**

Display	1	3	4	5	6	7	8
Temperatura, R	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.40
Presión, Psi	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00





- Simulación de ASPEN PLUS

Display	C3E108-S EA-108	DA101-LQ DA-101	DA102-S DA-102	EA101-E T1	EA101-S EA-101	EA101-SF EA-101	EA102-E T1	EA102-S EA-102
Format:	MIXED	GA-102	T1	EA-101	EA-103	M6	EA-102	EA-104
Temperature R	427.211	LIQUID	VAPOR	VAPOR	MIXED	VAPOR	VAPOR	MIXED
Pressure Psi	16.900	554.261	564.200	564.200	522.270	559.006	564.200	522.180
Total Flow lbmol/h	4316.000	363.000	896.100	896.100	887.100	312.000	896.100	887.100
		13211.960	62780.860	15070.000	15070.000	10471.350	47710.860	47710.860

Datos de Operación de la planta criogénica

Display	C3E108-S	DA101-LQ	DA102-S	EA101-E	EA101-S	EA101-SF	EA102-E	EA102-S
Temperature R	427.160	557.140	564.200	564.200	522.270	559.560	564.200	522.180
Pressure Psi	16.900	363.000	896.100	896.100	887.100	312.000	896.100	887.100
Total Flow lbmol/h	4316.000	13070.000	62770.000	15070.000	15070.000	10520.000	47710.000	47710.000

Datos de Diseño de la planta criogénica

Display	C3E108-S	DA101-LQ	DA102-S	EA101-E	EA101-S	EA101-SF	EA102-E	EA102-S
Temperature R	427.211	557.000	564.000	564.000	522.000	560.000	564.000	522.000
Pressure Psi	16.900	363.000	914.000	896.100	887.100	312.000	896.100	887.100

Porcentaje de error entre los datos de Operación y la simulación de ASPEN PLUS

Display	C3E108-S	DA101-LQ	DA102-S	EA101-E	EA101-S	EA101-SF	EA102-E	EA102-S
Temperatura, R	0.01	0.52	0.00	0.00	0.00	0.10	0.00	0.00
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total flow, lbmol/h	0.00	1.09	0.02	0.00	0.00	0.46	0.00	0.00

Porcentaje de error entre los datos de Diseño y la simulación de ASPEN PLUS

Display	C3E108-S	DA101-LQ	DA102-S	EA101-E	EA101-S	EA101-SF	EA102-E	EA102-S
Temperature, R	0.00	0.49	0.04	0.04	0.05	0.18	0.04	0.03
Presión, Psi	0.00	0.00	1.96	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00







### Simulación de ASPEN PLUS

Display	EA111-S	EA111-SF	EA112-E	EA112-S	EA112-SF	EA113-E	EA113-S	EA113-SF
Format:	EA-111 M5 MIXED	EA-111 EA-109 VAPOR	EA-112 EA-112 T3 MIXED	EA-112 M5 MIXED	EA-112 EA-112 VAPOR	EA-113 EA-113 T4 LIQUID	EA-113 DA-101 MIXED	EA-113 AE-115 VAPOR
Temperature R	367.290	380.021	393.087	367.120	378.316	528.355	560.540	568.924
Pressure Psi	510.300	350.000	526.300	510.300	268.300	362.897	389.500	1024.000
Total Flow lbmol/h	7170.000	10471.350	37615.710	37615.710	39097.550	19760.000	19760.000	44706.980

### Datos de Operación de la planta criogénica

Display	EA111-S	EA111-SF	EA112-E	EA112-S	EA112-SF	EA113-E	EA113-S	EA113-SF
Temperature R	367.290	381.780	393.260	367.120	378.390	533.630	555.130	579.300
Pressure Psi	510.300	350.000	526.300	510.300	268.300	363.000	389.500	1024.000
Total Flow lbmol/h	7170.000	10520.000	37640.000	37640.000	39190.000	20570.000	20570.000	44840.000

### Datos de Diseño de la planta criogénica

Display	EA111-S	EA111-SF	EA112-E	EA112-S	EA112-SF	EA113-E	EA113-S	EA113-SF
Temperature R	367.000	382.000	393.087	367.000	378.000	534.000	555.000	580.000
Pressure Psi	510.000	350.000	526.300	510.000	268.300	362.897	389.500	1024.000

### Porcentaje de error entre los datos de Operación y la simulación de ASPEN PLUS

Display	EA111-S	EA111-SF	EA112-E	EA112-S	EA112-SF	EA113-E	EA113-S	EA113-SF
Temperatura, R	0.00	0.46	0.04	0.00	0.02	0.99	0.97	1.79
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.03	0.00	0.00
Total flow, lbmol/h	0.00	0.46	0.06	0.06	0.24	3.94	3.94	0.30

### Porcentaje de error entre los datos de Diseño y la simulación de ASPEN PLUS

Display	EA111-S	EA111-SF	EA112-E	EA112-S	EA112-SF	EA113-E	EA113-S	EA113-SF
Temperatura, R	0.08	0.52	0.00	0.03	0.08	1.06	1.00	1.91
Presión, Psi	0.06	0.00	0.00	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00

### Simulación de ASPEN PLUS

Display	EA114-E	EA114-S	EA116-S	FA101-LQ	FA101-VP	FA102-LQ	FA103-LQ	FA103-VP
	T4	EA-114	AE-116	FA-101	FA-101	FA-102	FA-103	FA-103
Format:	EA-114	DA-101	FA-110	MISSING	DA-102	LV4	LV5	M4
	LIQUID	MIXED	VAPOR		VAPOR	LIQUID	LIQUID	VAPOR
Temperature R	528.355	557.828	583.300	564.000	564.000	475.000	456.796	456.796
Pressure Psi	362.897	389.500	557.000	914.100	914.100	871.100	526.300	526.300
Total Flow lbmol/h	4940.000	4940.000	44706.980	0.000	62850.000	9429.314	7390.603	2038.712

### Datos de Operación de la planta criogénica

Display	EA114-E	EA114-S	EA116-S	FA101-LQ	FA101-VP	FA102-LQ	FA103-LQ	FA103-VP
Temperature R	533.630	551.950	583.300	564.000	564.000	475.000	456.796	456.796
Pressure Psi	363.000	389.500	557.000	914.100	914.100	871.100	526.300	526.300
Total Flow lbmol/h	5144.000	5144.000	44840.000		62850.000	9604.000	7468.000	2136.000

### Datos de Diseño de la planta criogénica

Display	EA114-E	EA114-S	EA116-S	FA101-LQ	FA101-VP	FA102-LQ	FA103-LQ	FA103-VP
Temperature R	534.000	552.000	583.000	564.000	564.000	475.000	457.000	457.000
Pressure Psi	362.897	389.500	557.000	914.000	914.000	871.000	526.000	526.000

### Porcentaje de error entre los datos de Operación y la simulación de ASPEN PLUS

Display	EA114-E	EA114-S	EA116-S	FA101-LQ	FA101-VP	FA102-LQ	FA103-LQ	FA103-VP
Temperatura, R	0.99	1.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Presión, Psi	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total flow, lbmol/h	3.97	3.97	0.30		0.00	1.82	1.04	<b>4.55</b>

### Porcentaje de error entre los datos de Diseño y la simulación de ASPEN PLUS

Display	EA114-E	EA114-S	EA116-S	FA101-LQ	FA101-VP	FA102-LQ	FA103-LQ	FA103-VP
Temperatura, R	1.06	1.06	0.05	0.00	0.00	0.00	0.04	0.04
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	0.06	0.06

### Simulación de ASPEN PLUS

Display	FA104-LQ	FA104-VP	FA105-LQ	FA105-VP	FA106-LQ	FA106-VP	FA107-LQ	FA107-VP
Format:	FA-104 LV1	FA-104 GC-101	FA-105 LV2	FA-105 M4	FA-106 LV3	FA-106 GC-102	FA-107 GA-101	FA-107 EA-112
Temperature R	LIQUID 421.950	VAPOR 421.950	LIQUID 389.420	VAPOR 389.420	LIQUID 367.150	VAPOR 367.150	LIQUID 330.600	VAPOR 330.600
Pressure Psi	852.100	852.100	526.300	526.300	510.300	510.300	287.300	287.300
Total Flow lbmol/h	8986.688	44364.860	10604.540	42747.000	3314.473	41471.240	2373.688	39097.550

### Datos de Operación de la planta criogénica

Display	FA104-LQ	FA104-VP	FA105-LQ	FA105-VP	FA106-LQ	FA106-VP	FA107-LQ	FA107-VP
Temperature R	421.950	421.950	389.420	389.420	367.150	367.150	330.600	330.600
Pressure Psi	852.100	852.100	526.300	526.300	510.300	510.300	287.300	287.300
Total Flow lbmol/h	9028.000	44140.000	10490.000	42680.000	3291.000	41520.000	2331.000	39190.000

### Datos de Diseño de la planta criogénica

Display	FA104-LQ	FA104-VP	FA105-LQ	FA105-VP	FA106-LQ	FA106-VP	FA107-LQ	FA107-VP
Temperature R	422.000	422.000	389.000	389.000	367.000	367.000	331.000	331.000
Pressure Psi	852.000	852.000	526.000	526.000	510.000	510.000	287.000	287.000

### Porcentaje de error entre los datos de Operación y la simulación de ASPEN PLUS

Display	FA104-LQ	FA104-VP	FA105-LQ	FA105-VP	FA106-LQ	FA106-VP	FA107-LQ	FA107-VP
Temperatura, R	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total flow, lbmol/h	0.46	0.51	1.09	0.16	0.71	0.12	1.83	0.24

### Porcentaje de error entre los datos de Diseño y la simulación de ASPEN PLUS

Display	FA104-LQ	FA104-VP	FA105-LQ	FA105-VP	FA106-LQ	FA106-VP	FA107-LQ	FA107-VP
Temperatura, R	0.01	0.01	0.11	0.11	0.04	0.04	0.12	0.12
Presión, Psi	0.01	0.01	0.06	0.06	0.06	0.06	0.10	0.10

### Simulación de ASPEN PLUS

Display	FA110-LQ	FA110-VP	GA101-L	GA102-L	GB101-D	GB102-D	GB103-D1	GB103-D2
	FA-110	FA-110	GA-101	GA-102	GB-101	GB-102	GB103-A	GB103-B
Format:	MISSING	GB103-B	LV6	LV7	GB-102	M6	AE-116	EA-113
	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Temperature R	460.000	583.300	331.737	555.160	581.101	611.102	726.298	680.946
Pressure Psi	557.000	557.000	384.000	411.500	258.685	313.417	562.808	1028.264
Total Flow lbmol/h	0.000	44706.980	2373.688	13211.960	34235.550	34235.550	44706.980	44706.980

### Datos de Operación de la planta criogénica

Display	FA110-LQ	FA110-VP	GA101-L	GA102-L	GB101-D	GB102-D	GB103-D1	GB103-D2
Temperature R	460.000	583.300	331.700	558.080	583.500	615.400	710.100	695.300
Pressure Psi	557.000	557.000	384.000	411.500	259.400	315.300	567.000	1030.000
Total Flow lbmol/h		44840.000	2331.000	13070.000	34330.000	34330.000	44840.000	44840.000

### Datos de Diseño de la planta criogénica

Display	FA110-LQ	FA110-VP	GA101-L	GA102-L	GB101-D	GB102-D	GB103-D1	GB103-D2
Temperature R	460.000	583.000	331.737	555.160	583.000	615.000	710.000	695.000
Pressure Psi	557.000	557.000	384.000	411.500	259.000	315.000	567.000	1030.000

### Porcentaje de error entre los datos de Operación y la simulación de ASPEN PLUS

Display	FA110-LQ	FA110-VP	GA101-L	GA102-L	GB101-D	GB102-D	GB103-D1	GB103-D2
Temperatura, R	0.00	0.00	0.01	0.52	0.41	0.70	2.28	2.06
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.00	0.28	0.60	0.74	0.17
Total flow, lbmol/h		0.30	1.83	1.09	0.28	0.28	0.30	0.30

### Porcentaje de error entre los datos de Diseño y la simulación de ASPEN PLUS

Display	FA110-LQ	FA110-VP	GA101-L	GA102-L	GB101-D	GB102-D	GB103-D1	GB103-D2
Temperatura, R	0.00	0.05	0.00	0.00	0.33	0.63	2.30	2.02
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.00	0.12	0.50	0.74	0.17



**Simulación de ASPEN PLUS**

Display	LV7-S LV7	LV8-E T5 LV8	LV8-S LV8 GB-101	LV8-S VAPOR	M1-S M1 FA-102	M2-S M2 FA-104	M3-S M3 FA-105	M4-S M4 T3	M5-S M5 FA-106
Format:	MIXED	VAPOR	GB-101	VAPOR	MIXED	MIXED	MIXED	MIXED	MIXED
Temperature R	554.449	549.324	548.430	548.430	475.006	421.960	389.827	393.087	367.148
Pressure Psi	363.100	223.300	208.800	208.800	871.100	852.100	526.300	526.300	510.300
Total Flow lbmol/h	13211.960	34235.550	34235.550	34235.550	62780.860	53351.540	53351.540	44785.710	44785.710

**Datos de Operación de la planta criogénica**

Display	LV7-S	LV8-E	LV8-S	M1-S	M2-S	M3-S	M4-S	M5-S
Temperature R	557.330	549.310	548.450	475.000	421.950	389.420	393.260	367.150
Pressure Psi	363.100	223.300	208.800	871.100	852.100	526.300	526.300	510.300
Total Flow lbmol/h	13070.000	34330.000	34330.000	62770.000	53170.000	53170.000	44810.000	44810.000

**Datos de Diseño de la planta criogénica**

Display	LV7-S	LV8-E	LV8-S	M1-S	M2-S	M3-S	M4-S	M5-S
Temperature R	557.000	549.000	548.430	475.000	422.000	389.000	393.087	367.000
Pressure Psi	363.000	223.000	208.800	871.100	852.000	526.000	526.300	510.000

**Porcentaje de error entre los datos de Operación y la simulación de ASPEN PLUS**

Display	LV7-S	LV8-E	LV8-S	M1-S	M2-S	M3-S	M4-S	M5-S
Temperatura, R	0.52	0.00	0.00	0.00	0.00	0.10	0.04	0.00
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total flow, lbmol/h	1.09	0.28	0.28	0.02	0.34	0.34	0.05	0.05

**Porcentaje de error entre los datos de Diseño y la simulación de ASPEN PLUS**

Display	LV7-S	LV8-E	LV8-S	M1-S	M2-S	M3-S	M4-S	M5-S
Temperature, R	0.46	0.06	0.00	0.00	0.01	0.21	0.00	0.04
Presión, Psi	0.03	0.13	0.00	0.00	0.01	0.06	0.00	0.06

### Simulación de ASPEN PLUS

Display	M6-S	TRAY29-L	VAP-E	VAP-S
	M6	DA-101	EA-114	EA-114
Format:	GB103-A	T4	EA-114	MIXED
	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
Temperature R	598.831	528.354	772.800	765.891
Pressure Psi	312.000	362.897	74.810	71.970
Total Flow lbmol/h	44706.980	24700.000	731.400	731.400

### Datos de Operación de la planta criogénica

Display	M6-S	TRAY29-L	VAP-E	VAP-S
Temperature R	602.200	533.630	772.800	764.800
Pressure Psi	312.000	363.000	74.810	71.970
Total Flow lbmol/h	44840.000	25720.000	731.400	731.400

### Datos de Diseño de la planta criogénica

Display	M6-S	TRAY29-L	VAP-E	VAP-S
Temperature R	598.831	534.000	772.800	765.891
Pressure Psi	312.000	362.897	74.810	71.970

### Porcentaje de error entre los datos de Operación y la simulación de ASPEN PLUS

Display	M6-S	TRAY29-L	VAP-E	VAP-S
Temperatura, R	0.56	0.99	0.00	0.14
Presión, Psi	0.00	0.03	0.00	0.00
Total flow, lbmol/h	0.30	3.97	0.00	0.00

### Porcentaje de error entre los datos de Diseño y la simulación de ASPEN PLUS

Display	M6-S	TRAY29-L	VAP-E	VAP-S
Temperatura, R	0.00	1.06	0.00	0.00
Presión, Psi	0.00	0.00	0.00	0.00





# **APÉNDICE V**

---

## **RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA TORRE DESMETANIZADORA DA-101 (ASPEN PLUS)**

... ..

... ..

Data file created by ASPEN PLUS Rel. 9.3-1 on 05:22:41 Fri Sep 18, 1998  
Run ID: criog7q Item: DA-101 Screen: Radfrac.Tray-Props

Stage	SMX (LIQUID) BTU/LBMOL-R	SMX (VAPOR) BTU/LBMOL-R
1	-49.937706	-30.796066
2	-50.413944	-30.832008
3	-50.631638	-30.846279
4	-50.747150	-30.852459
5	-50.951847	-30.847515
6	-52.427837	-30.778843
7	-53.310387	-30.841827
8	-58.349464	-30.683720
9	-58.332420	-30.758835
10	-58.328552	-30.771824
11	-58.328461	-30.774830
12	-58.333527	-30.776865
13	-58.351269	-30.780378
14	-58.401371	-30.788509
15	-58.531712	-30.809526
16	-58.850143	-30.867956
17	-59.680264	-31.035271
18	-65.621948	-31.288031
19	-65.613258	-31.319986
20	-65.611160	-31.331091
21	-65.615341	-31.342785
22	-65.635445	-31.373316
23	-65.698959	-31.469151
24	-65.852577	-31.782961
25	-66.062607	-32.819717
26	-66.051453	-35.774529
27	-65.820282	-41.080112
28	-65.938995	-46.269104
29	-67.076363	-49.835384
30	-70.876068	-53.051044

Run ID: CRIOG7Q Item: DA-101 Screen: Radfrac.Balance  
Material and energy balance closure around the block

```

Rel Diff
Conventional Components
Mole-Flow      0.000000 LBMOL/HR
Mass-Flow      -2.241725E-07 LB/HR

Nonconventional Components
Mass-Flow
Total
Mole-Flow      0.000000 LBMOL/HR
Mass-Flow      -2.241725E-07 LB/HR
Enthalpy       -4.326190E-08 BTU/HR

```

Run ID: CRIOG7Q Item: DA-101 Screen: Radfrac.Results

Convergence Status:  
Property Status: OK

```

Condenser Duty      0.000000 BTU/HR
Subcooled Reflux Duty
Molar Reflux Ratio
Top Stage Temperature      -111.399261 F
Top Stage Liquid Flow      2453.759033 LBMOL/HR
Top Stage Vapor Flow      10471.357422 LBMOL/HR
Reboiler Duty      0.000000 BTU/HR
Molar Boilup Ratio
Bottom Stage Temperature      94.260773 F
Bottom Stage Liquid Flow      13211.948242 LBMOL/HR
Bottom Stage Vapor Flow      12179.326172 LBMOL/HR

```

Run ID: CRIOG7Q Item: DA-101 Screen: Radfrac.Split-Frac  
Outlet Streams

	8	DA101-LQ	TRAY29-L
CO2	0.093371	0.197640	0.708989
METANO	0.955000	0.006717	0.038283
ETANO	0.026173	0.290813	0.683013
PROPANO	0.001220	0.393083	0.605697
I-BUTANO	5.031300E-05	0.442987	0.556962
N-BUTANO	1.642915E-05	0.451873	0.548111
I-PENTAN	3.306614E-07	0.477014	0.522986
N-PENTAN	2.051940E-07	0.479823	0.520177
PSEUDO	9.095962E-08	0.490280	0.509720
NITROG	1.000000	1.448842E-10	1.735869E-09

## Run ID: criog7q Item: DA-101 Screen: Radfrac.Mole-TPFQ

Stage	Temp F	Pres PSI	Duty BTU/HR	LiqFlow LBMOL/HR	VapFlow LBMOL/HR	LiqFeed LBMOL/HR	VapFeed LBMOL/HR
1	-111.399261	360.000000	0.000000	2453.759033	10471.357422	0.000000	0.000000
2	-108.631966	360.103455	0.000000	2401.174805	10551.427734	0.000000	0.000000
3	-107.325508	360.206909	0.000000	2377.735352	10498.843750	0.000000	0.000000
4	-106.711472	360.310333	0.000000	2361.087402	10475.404297	0.000000	0.000000
5	-106.259552	360.413788	0.000000	2300.961426	10458.756836	0.000000	0.000000
6	-104.635567	360.517242	0.000000	5007.464355	10398.630859	0.000000	0.000000
7	-100.224915	360.620697	0.000000	4740.526367	9790.660156	0.000000	0.000000
8	-91.720642	360.724152	0.000000	13797.711914	9523.722656	0.000000	0.000000
9	-91.574120	360.827576	0.000000	13809.754883	7976.365723	0.000000	0.000000
10	-91.530121	360.931030	0.000000	13812.450195	7988.409668	0.000000	0.000000
11	-91.487190	361.034485	0.000000	13812.975586	7991.104492	0.000000	0.000000
12	-91.405266	361.137939	0.000000	13811.339844	7991.629395	0.000000	0.000000
13	-91.215195	361.241394	0.000000	13804.686523	7989.994141	0.000000	0.000000
14	-90.743744	361.344818	0.000000	13785.534180	7983.341309	0.000000	0.000000
15	-89.552681	361.448273	0.000000	13736.922852	7964.187988	0.000000	0.000000
16	-86.578964	361.551727	0.000000	13625.021484	7915.577148	0.000000	0.000000
17	-79.349602	361.655182	0.000000	13284.575195	7803.675781	0.000000	0.000000
18	-57.125095	361.758606	0.000000	19171.113281	7463.229004	0.000000	0.000000
19	-57.056820	361.862061	0.000000	19177.755859	5959.165527	0.000000	0.000000
20	-56.971409	361.965515	0.000000	19180.892578	5965.807129	0.000000	0.000000
21	-56.748203	362.068970	0.000000	19183.806641	5968.944824	0.000000	0.000000
22	-56.074013	362.172424	0.000000	19189.103516	5971.858887	0.000000	0.000000
23	-54.016102	362.275848	0.000000	19207.388672	5977.156250	0.000000	0.000000
24	-48.018936	362.379303	0.000000	19298.251953	5995.440430	0.000000	0.000000
25	-32.854923	362.482758	0.000000	19715.228516	6086.304688	0.000000	0.000000
26	-4.815736	362.586212	0.000000	20972.740234	6503.281250	0.000000	0.000000
27	27.340488	362.689667	0.000000	23073.736328	7760.791992	0.000000	0.000000
28	51.125275	362.793091	0.000000	24909.462891	9861.788086	0.000000	0.000000
29	68.354553	362.896545	0.000000	691.273926	11697.514648	0.000000	0.000000
30	94.260773	363.000000	0.000000	13211.948242	12179.326172	0.000000	0.000000

Stage	MixFeed LBMOL/HR	LiqProd LBMOL/HR	VapProd LBMOL/HR	LiqEnth BTU/LBMOL	VapEnth BTU/LBMOL
1	2373.688232	0.000000	10471.357422	-40726.187500	-34212.746094
2	0.000000	0.000000	0.000000	-40870.062500	-34228.304688
3	0.000000	0.000000	0.000000	-40932.070313	-34228.664063
4	0.000000	0.000000	0.000000	-40966.968750	-34227.878906
5	0.000000	0.000000	0.000000	-41052.667969	-34225.085938
6	3314.473145	0.000000	0.000000	-41737.960938	-34205.066406
7	0.000000	0.000000	0.000000	-42048.765625	-34233.316406
8	10604.541992	0.000000	0.000000	-44313.085938	-34177.675781
9	0.000000	0.000000	0.000000	-44311.222656	-34253.054688
10	0.000000	0.000000	0.000000	-44310.464844	-34265.003906
11	0.000000	0.000000	0.000000	-44310.511719	-34267.085938
12	0.000000	0.000000	0.000000	-44312.312500	-34267.832031
13	0.000000	0.000000	0.000000	-44318.542969	-34268.898438
14	0.000000	0.000000	0.000000	-44335.867188	-34271.304688
15	0.000000	0.000000	0.000000	-44379.855469	-34277.132813
16	0.000000	0.000000	0.000000	-44483.792969	-34291.695313
17	0.000000	0.000000	0.000000	-44762.265625	-34328.507813
18	7390.602539	0.000000	0.000000	-47331.558594	-34360.929688
19	0.000000	0.000000	0.000000	-47329.468750	-34389.441406
20	0.000000	0.000000	0.000000	-47328.910156	-34397.113281
21	0.000000	0.000000	0.000000	-47330.433594	-34402.109375
22	0.000000	0.000000	0.000000	-47337.457031	-34413.292969
23	0.000000	0.000000	0.000000	-47358.390625	-34447.285156
24	0.000000	0.000000	0.000000	-47400.105469	-34553.648438
25	0.000000	0.000000	0.000000	-47403.503906	-34877.085938
26	0.000000	0.000000	0.000000	-47161.730469	-35690.347656
27	0.000000	0.000000	0.000000	-46665.816406	-36934.917969
28	0.000000	0.000000	0.000000	-46332.960938	-37953.390625
29	0.000000	24700.000000	0.000000	-46608.238281	-38611.859375
30	24700.000000	13211.948242	0.000000	-48230.687500	-39491.207031

Run ID: CRIOG7Q Item: DA-101 Screen: Radfrac.Mole-X  
 Liquid phase mole fractions

Stage	CO2	METANO	ETANO	PROPANO	I-BUTANO	N-BUTANO	I-PENTANO
1	7.256877E-04	0.542999	0.397606	0.055666	0.001118	0.001221	2.660185E-05
2	7.200383E-04	0.522641	0.416551	0.057097	0.001144	0.001249	2.718935E-05
3	6.966042E-04	0.513337	0.425130	0.057827	0.001156	0.001262	2.746010E-05
4	6.758210E-04	0.509047	0.428464	0.058783	0.001167	0.001273	2.766436E-05
5	6.600014E-04	0.505445	0.427012	0.063622	0.001277	0.001394	3.003638E-05
6	6.364207E-04	0.489597	0.404459	0.093674	0.004054	0.006056	4.217812E-04
7	6.150198E-04	0.461167	0.421908	0.103669	0.004477	0.006662	4.559681E-04
8	5.113822E-04	0.404030	0.366959	0.170168	0.016078	0.030617	0.0043338
9	5.113957E-04	0.404661	0.366728	0.170028	0.016065	0.030590	0.0043334
10	5.117453E-04	0.404756	0.366705	0.169999	0.016061	0.030585	0.0043333
11	5.126683E-04	0.404692	0.366775	0.169999	0.016061	0.030584	0.0043333
12	5.148976E-04	0.404407	0.367016	0.170034	0.016063	0.030588	0.0043334
13	5.200558E-04	0.403577	0.367691	0.170154	0.016072	0.030604	0.0043336
14	5.313375E-04	0.401351	0.369486	0.170486	0.016097	0.030650	0.0043342
15	5.536407E-04	0.395625	0.374113	0.171340	0.016161	0.030768	0.0043358
16	5.887602E-04	0.381627	0.385387	0.173499	0.016314	0.031050	0.0043395
17	6.116476E-04	0.349862	0.406982	0.181499	0.016946	0.032200	0.004538
18	4.949319E-04	0.272476	0.362841	0.218700	0.030662	0.067484	0.016413
19	4.959709E-04	0.272674	0.362816	0.218637	0.030652	0.067461	0.016408
20	4.991977E-04	0.272579	0.362954	0.218625	0.030648	0.067452	0.016405
21	5.091024E-04	0.272021	0.363482	0.218661	0.030647	0.067447	0.016403
22	5.389440E-04	0.270127	0.365205	0.218813	0.030648	0.067445	0.016400
23	6.250943E-04	0.264245	0.370590	0.219268	0.030650	0.067434	0.016389
24	8.469100E-04	0.247629	0.386378	0.220255	0.030605	0.067285	0.016326
25	0.001275	0.209253	0.425615	0.221118	0.030246	0.066369	0.016030
26	0.001725	0.147633	0.494937	0.219432	0.029073	0.063550	0.015191
27	0.001804	0.084026	0.570092	0.217005	0.027393	0.059530	0.014005
28	0.001472	0.039570	0.612298	0.224551	0.026725	0.057561	0.013237
29	9.840665E-04	0.015973	0.594212	0.256326	0.029746	0.063273	0.013950
30	5.128486E-04	0.005239	0.472995	0.310994	0.044231	0.097520	0.023788



Stage	N-PENTAN	PSEUDO	NITROG
1	2.301113E-05	7.865175E-06	6.049512E-04
2	2.351845E-05	8.038433E-06	5.385515E-04
3	2.375218E-05	8.118234E-06	5.318598E-04
4	2.392710E-05	8.177653E-06	5.292643E-04
5	2.591252E-05	8.895569E-06	5.253266E-04
6	4.131830E-04	1.872429E-04	5.005120E-04
7	4.457261E-04	2.019673E-04	3.978942E-04
8	0.004633	0.002322	3.435191E-04
9	0.004629	0.002320	1.347220E-04
10	0.004628	0.002319	1.019435E-04
11	0.004628	0.002319	9.680088E-05
12	0.004628	0.002320	9.597766E-05
13	0.004631	0.002321	9.578418E-05
14	0.004637	0.002324	9.556620E-05
15	0.004654	0.002332	9.504126E-05
16	0.004693	0.002352	9.378063E-05
17	0.004843	0.002427	9.086841E-05
18	0.019363	0.011485	8.084990E-05
19	0.019357	0.011481	1.881475E-05
20	0.019354	0.011479	4.375888E-06
21	0.019351	0.011478	1.017116E-06
22	0.019347	0.011475	2.359861E-07
23	0.019333	0.011466	5.444525E-08
24	0.019257	0.011418	1.236900E-08
25	0.018899	0.011195	2.719297E-09
26	0.017891	0.010569	5.700680E-10
27	0.016469	0.009678	1.126530E-10
28	0.015532	0.009055	2.077480E-11
29	0.016277	0.009260	3.591077E-12
30	0.028069	0.016651	5.603493E-13

Run ID: CRIQG7Q Item: DA-101 Screen: Radfrac.Mole-Y  
 Vapor phase mole fractions

Stage	CO2	METANO	ETANO	PROPANO	I-BUTANO	N-BUTANO	I-PENTANO
1	3.056968E-04	0.939874	0.053711	0.001218	6.338400E-06	4.473593E-06	2.080497E-08
2	3.183234E-04	0.934752	0.059116	0.001325	6.906375E-06	4.924617E-06	2.323559E-08
3	3.149910E-04	0.932058	0.061753	0.001380	7.194008E-06	5.153503E-06	2.448268E-08
4	3.087656E-04	0.930863	0.062906	0.001421	7.366441E-06	5.283390E-06	2.515485E-08
5	3.034564E-04	0.930559	0.063082	0.001547	8.103230E-06	5.819978E-06	2.759746E-08
6	2.978028E-04	0.932199	0.060649	0.002287	2.566280E-05	2.515207E-05	3.926681E-07
7	3.098138E-04	0.924689	0.068396	0.002781	3.142496E-05	3.108535E-05	4.898953E-07
8	2.900069E-04	0.922733	0.067662	0.005209	1.293822E-04	1.634590E-04	5.698507E-06
9	2.906546E-04	0.924849	0.067834	0.005230	1.300665E-04	1.643762E-04	5.737142E-06
10	2.910110E-04	0.925154	0.067885	0.005236	1.302611E-04	1.646410E-04	5.748474E-06
11	2.916897E-04	0.925142	0.067946	0.005242	1.304380E-04	1.648850E-04	5.758802E-06
12	2.932999E-04	0.924996	0.068087	0.005253	1.307672E-04	1.653339E-04	5.777592E-06
13	2.971088E-04	0.924609	0.068443	0.005281	1.315257E-04	1.663867E-04	5.820298E-06
14	3.058469E-04	0.923607	0.069362	0.005350	1.334140E-04	1.689945E-04	5.926137E-06
15	3.248598E-04	0.921004	0.071752	0.005529	1.382717E-04	1.757154E-04	6.199355E-06
16	3.622973E-04	0.914259	0.077953	0.005999	1.510660E-04	1.934778E-04	6.928057E-06
17	4.208710E-04	0.897257	0.093390	0.007397	1.895218E-04	2.467140E-04	9.134972E-06
18	4.539518E-04	0.864237	0.118509	0.014060	5.778458E-04	8.894770E-04	6.338584E-05
19	4.552107E-04	0.864955	0.118624	0.014080	5.789281E-04	8.912664E-04	6.354201E-05
20	4.585951E-04	0.864932	0.118814	0.014105	5.801821E-04	8.933557E-04	6.371953E-05
21	4.689837E-04	0.864317	0.119387	0.014174	5.834543E-04	8.987990E-04	6.417254E-05
22	5.008159E-04	0.862236	0.121202	0.014388	5.934599E-04	9.154354E-04	6.554975E-05
23	5.966268E-04	0.855632	0.126949	0.015058	6.248369E-04	9.677244E-04	6.989476E-05
24	8.724477E-04	0.835005	0.144925	0.017136	7.234676E-04	0.001133	8.389384E-05
25	0.001572	0.773796	0.198354	0.023285	0.001027	0.001652	1.297979E-04
26	0.002823	0.623720	0.329362	0.038530	0.001835	0.003084	2.687308E-04
27	0.003788	0.390039	0.532292	0.063559	0.003267	0.005719	5.564029E-04
28	0.003533	0.189575	0.700174	0.091087	0.004834	0.008634	9.001045E-04
29	0.002556	0.078343	0.769637	0.126917	0.006952	0.012428	0.001321
30	0.001495	0.027614	0.725707	0.197023	0.014033	0.026122	0.003279

Stage	N-PENTAN	PSEUDO	NITROG
1	1.514540E-08	3.897784E-09	0.004880
2	1.682480E-08	4.396948E-09	0.004477
3	1.768745E-08	4.651841E-09	0.004481
4	1.815546E-08	4.789351E-09	0.004488
5	1.986572E-08	5.288406E-09	0.004494
6	3.209539E-07	1.168922E-07	0.004516
7	3.978022E-07	1.469985E-07	0.003760
8	5.026614E-06	2.232130E-06	0.003800
9	5.062124E-06	2.244441E-06	0.001489
10	5.072464E-06	2.248298E-06	0.001126
11	5.081711E-06	2.252056E-06	0.001069
12	5.098297E-06	2.259020E-06	0.001061
13	5.135715E-06	2.274922E-06	0.001059
14	5.228156E-06	2.314353E-06	0.001060
15	5.466562E-06	2.415806E-06	0.001062
16	6.102852E-06	2.683811E-06	0.001067
17	8.035432E-06	3.484557E-06	0.001078
18	6.123560E-05	3.082125E-05	0.001118
19	6.139284E-05	3.088623E-05	2.600998E-04
20	6.156854E-05	3.096270E-05	6.048196E-05
21	6.201327E-05	3.115790E-05	1.406166E-05
22	6.336263E-05	3.174874E-05	3.267345E-06
23	6.762132E-05	3.359962E-05	7.576099E-07
24	8.138235E-05	3.945900E-05	1.744232E-07
25	1.268862E-04	5.790389E-05	3.921800E-08
26	2.670620E-04	1.102897E-04	8.242627E-09
27	5.643772E-04	2.136853E-04	1.539593E-09
28	9.270240E-04	3.353581E-04	2.628231E-10
29	0.001371	4.756496E-04	4.360499E-11
30	0.003485	0.001242	6.877478E-12

# APÉNDICE VI

---

## REPORTES DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR

... ..  
... ..  
... ..

... ..  
... ..

Subred caliente (°F)	$H_{acumulada}$ $\times 10^6$ (Btu/h)	Subred fría (°F)
-92.88	0.127	-129.4
-92.71	0.127	-129.4
-66.91	23.06	-129.4
-39.4	23.06	-129.4
-33.92	28.33	-129.4
-22.0	43.59	-129.4
-20.0	45.88	-129.4
14.87	84.50	-129.4
15.0	84.78	-129.4
15.44	85.24	-129.4
26.0	99.65	-129.4
27.0	101.0	-129.4
62.18	148.9	-129.4
62.27	149.0	-129.4
104.0	191.4	-129.4
104.2	191.7	-129.4
108.0	194.0	-129.4
108.92	194.7	-129.4
109.4	195.2	-129.4
123.3	201.8	-129.4
220.95	292.2	-129.4
266.3	312.7	-129.4
266.3	305.4	-111.4
266.3	289.8	-81.68
266.3	289.0	-79.98
266.3	269.2	-38.37
266.3	268.2	-36.25
266.3	253.5	-4.61
266.3	252.1	-1.45
266.3	220.2	68.36
266.3	167.4	89.32
266.3	149.1	97.83
266.3	147.0	99.0
266.3	144.5	100.54

Fig. VI. 1. Cascada de entalpía del proceso criogénico en operación

Tabla VI. 1. Entalpía acumulada e intervalos de temperatura de la curva compuesta caliente

Número de intervalo	Intervalo de Temperatura (°F)	Corrientes	T (°F)	H (Btu/h) $\times 10^{-6}$	H acumulada (Btu/h) $\times 10^{-6}$
1	266.30 a 220.95	9	266.30	312.70	20.45
2	220.95 a 123.30	8a, 9	220.95	292.20	90.40
3	123.30 a 109.40	8a	123.30	201.80	6.60
4	109.40 a 108.92	8a	109.40	195.20	0.52
5	108.92 a 108.0	8b	108.92	194.70	0.69
6	108.0 a 104.20	1	108.00	194.00	2.32
7	104.2 a 104.0	1, 2a, 3a	104.20	191.70	0.33
8	104.0 a 62.27	2a, 3a	104.00	191.40	42.40
9	62.27 a 62.18	2b, 3a	62.27	149.00	0.10
10	62.18 a 27.00	2b, 3b	62.18	148.90	47.84
11	27.00 a 26.00	2b, 3c	27.00	101.00	1.37
12	26.00 a 15.44	2c, 3c	26.00	99.65	14.41
13	15.44 a 15.00	3c	15.44	85.24	0.46
14	15.00 a 14.87	3c, 4a, 5a	15.00	84.78	0.28
15	14.87 a -20.00	4a, 5a	14.87	84.50	38.62
16	-20.00 a -22.00	4b, 5a	-20.00	45.88	2.30
17	-22.00 a -33.92	4b, 5b	-22.00	43.59	15.26
18	-33.92 a -39.40	5b	-33.92	28.33	5.27
19	-39.40 a -66.91	--	-39.40	23.06	0.00
20	-66.91 a -92.71	6, 7	-66.91	23.06	22.93
21	-92.71 a -92.88	7	-92.71	0.13	0.13

Tabla VI. 2. Entalpía acumulada e intervalos de temperatura de la curva compuesta fría

Número de intervalo	Intervalo de Temperatura (°F)	Corrientes	T (°F)	H (Btu/h) $\times 10^{-6}$	H acumulada (Btu/h) $\times 10^{-6}$	H recorridas (Btu/h) $\times 10^{-6}$
1	100.54 a 99.00	12	100.54	312.70	2.54	240.70
2	99.00 a 97.83	10d, 12	99.00	310.10	2.06	238.10
3	97.83 a 89.32	10d, 12, 13	97.83	308.10	18.37	236.10
4	89.32 a 68.36	10d, 11d, 12, 13	89.32	289.70	52.79	217.70
5	68.36 a -1.45	10d, 11d	68.36	236.90	31.84	164.90
6	-1.45 a -4.61	10d, 11c	-1.45	205.10	1.46	133.10
7	-4.61 a -36.25	10c, 11c	-4.61	203.60	14.68	131.60
8	-36.25 a -38.37	10c, 11b	-36.25	188.90	0.993	116.90
9	-38.37 a -79.98	10b, 11b	-38.37	187.90	19.76	115.90
10	-79.98 a -81.68	10a, 11b	-79.98	168.20	0.827	96.20
11	-81.68 a -111.40	10a, 11a	-81.68	167.30	15.54	95.30
12	-111.40 a -129.40	11a	-111.40	151.80	7.32	79.80
			-129.40	144.50	144.48	72.50

Tabla VI. 3. Resultados para cada intercambiador de calor del proceso criogénico (diseño)

Intercambiador de calor	Q (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Corrientes y temperaturas que intervienen en cada intercambiador						Costo del servicio auxiliar (dls/h)	Análisis de trabajo perdido.		
		Corriente caliente			Corriente fría				$W_{EqMin}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Eq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$
		Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	Corriente	Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	Corriente				
Corriente de proceso – proceso											
EA-101	10.22	2a	104.20	62.27	10d	-4.61	99.00	0.000	-1.344	0.000	1.344
EA-102	32.45	3a	104.20	62.18	11d	-1.45	89.32	0.000	-6.661	0.000	6.661
EA-105	3.43	2c	26.00	15.44	10c	-38.37	-4.61	0.000	-0.799	0.000	0.799
EA-106	12.62	3c	27.00	14.87	11c	-36.25	-1.45	0.000	-3.499	0.000	3.498
EA-109	4.43	4b	-20.00	-33.92	10b	-79.98	-38.37	0.000	-0.877	0.000	0.877
EA-110	16.74	5b	-22.00	-39.40	11b	-81.68	-36.25	0.000	-3.351	0.000	3.351
EA-111	3.66	6	-66.91	-92.71	10a	-111.40	-79.98	0.000	-0.636	0.000	0.636
EA-112	19.39	7	-66.91	-92.88	11a	-129.40	-81.68	0.000	-5.278	0.000	5.278
EA-113	53.20	8a	220.95	108.92	12	68.35	100.54	0.000	-6.555	0.000	6.555
Total	156.15	---	---	---	---	---	---	---	---	---	29.000
Corriente de proceso – servicio auxiliar											
EA-103	11.86	2b	62.27	26.00	C3E103-E	2.96	3.96	$2.09 \times 10^5$	-2.082	-2.021	0.061
EA-104	36.33	3b	62.18	27.00	C3E104-E	2.96	3.96	$6.43 \times 10^5$	-6.375	-6.188	0.187
EA-107	9.69	4a	15.00	-20.00	C3E107-E	-34.00	-28.17	$1.09 \times 10^5$	-2.726	-2.564	0.162
EA-108	30.74	5a	15.00	-22.00	C3E108-E	-34.00	-22.00	$3.44 \times 10^5$	-8.645	-8.343	0.302
EA-114	12.04	VAP-E	312.80	305.89	13	68.35	97.83	49.15	0.091	3.552	3.461
AE-115	0.129	8b	108.92	108.00	AE115-E	89.60	89.66	38.31	-0.045	0.001697	0.046
AE-116	64.48	9	266.29	123.30	AE116-E	89.60	115.13	38.31	2.197	2.278	0.081
AE-120	3.30	1	109.40	104.00	AE120-E	89.60	90.92	38.31	-0.001	0.047	0.048
Total	168.56	---	---	---	---	---	---	$1.30 \times 10^6$	---	---	4.349



Tabla VI. 4. Resultados para cada intercambiador de calor del proceso criogénico (eliminación del primer ciclo, intercambiador eliminado EA-105)

Intercambiador de calor	Q (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Corrientes y temperaturas que intervienen en cada intercambiador						Costo del servicio auxiliar (dls/h)	Análisis de trabajo perdido		
		Corriente caliente			Corriente fría				W <sub>EqMh</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$	W <sub>Eq</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$	W <sub>p</sub> (Btu/h) $\times 10^{-6}$
		Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	Corriente caliente	Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	Corriente fría				
Corriente de proceso - proceso											
EA-101	13.65	2a	104.200	51.657	10c	-38.367	99.005	0.000	-2.294	0.000	2.295
EA-102	32.45	3a	104.200	62.180	11d	-1.452	89.324	0.000	-6.661	0.000	6.661
EA-106	12.62	3c	27.000	14.870	11c	-36.254	-1.452	0.000	-3.499	0.000	3.498
EA-109	4.426	4b	-20.000	-33.920	10b	-79.979	-38.367	0.000	-0.8777	0.000	0.8776
EA-110	16.74	5b	-22.000	-39.400	11b	-81.684	-36.254	0.000	-3.351	0.000	3.351
EA-111	3.664	6	-66.913	-92.710	10a	-111.399	-79.979	0.000	-0.6364	0.000	0.6364
EA-112	19.39	7	-66.913	-92.880	11a	-129.400	-81.684	0.000	-5.278	0.000	5.278
EA-113	53.20	8a	220.946	108.923	12	68.355	100.540	0.000	-6.554	0.000	6.554
Total	156.15	---	---	---	---	---	---	---	---	---	29.152
Corriente de proceso - servicio auxiliar											
EA-103	12.07	2b	51.657	15.440	C3E103-E	2.960	4.950	2.09x10 <sup>5</sup>	-2.116	-2.040	0.07586
EA-104	36.33	3b	62.180	27.000	C3E104-E	2.964	3.958	6.43x10 <sup>5</sup>	-6.375	-6.188	0.1869
EA-107	9.689	4a	15.000	-20.000	C3E107-E	-34.000	-28.174	1.09x10 <sup>5</sup>	-2.726	-2.564	0.1618
EA-108	30.74	5a	15.000	-22.000	C3E108-E	-34.000	-22.000	3.44x10 <sup>5</sup>	-8.645	-8.343	0.3019
EA-114	12.04	VAP-E	312.800	305.891	13	68.355	97.828	49.15	0.09080	3.552	3.461
AE-115	0.1288	8b	108.923	108.000	AE115-E	89.600	89.666	38.31	-0.04440	0.001691	0.04636
AE-116	64.48	9	266.299	123.300	AE116-E	89.600	115.130	38.31	2.197	2.278	0.08152
AE-120	3.296	1	109.400	104.000	AE120-E	89.600	90.919	38.31	-0.001122	0.04708	0.04798
Total	168.76	---	---	---	---	---	---	1.305x10 <sup>6</sup>	---	---	4.364

Tabla VI. 5. Resultados para cada intercambiador de calor del proceso criogénico (eliminación del segundo ciclo, intercambiador eliminado EA-106)

Intercambiador de calor	Q (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Corrientes y temperaturas que intervienen en cada intercambiador						Costo del servicio auxiliar (dls/h)	Análisis de trabajo perdido		
		Corriente caliente			Corriente fría				$W_{Eq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Eq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$
		Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	Corriente fría	Tentrada (°F)	Tsalida (°F)					
Corriente de proceso - proceso											
EA-101	10.22	104.200	62.270	10d	-4.610	99.006	0.000	-1.344	0.000	1.344	
EA-102	45.07	104.200	49.845	11c	-36.254	89.324	0.000	-10.78	0.000	10.78	
EA-105	3.428	26.000	15.440	10c	-38.366	-4.610	0.000	-0.7994	0.000	0.7994	
EA-109	4.425	-20.000	-33.920	10b	-79.979	-38.366	0.000	-0.8777	0.000	0.8776	
EA-110	16.74	-22.000	-39.400	11b	-81.684	-36.254	0.000	-3.351	0.000	3.351	
EA-111	3.664	-66.913	-92.710	10a	-111.399	-79.979	0.000	-0.6364	0.000	0.6365	
EA-112	19.39	-66.913	-92.880	11a	-129.400	-81.684	0.000	-5.278	0.000	5.278	
EA-113	53.20	220.946	108.923	12	68.355	100.540	0.000	-6.555	0.000	6.555	
Total	156.15	---	---	---	---	---	---	---	---	29.617	
Corriente de proceso - servicio auxiliar											
EA-103	11.86	62.270	26.000	C3E103-E	2.960	3.958	2.09x10 <sup>5</sup>	-2.082	-2.021	0.06093	
EA-104	36.91	49.845	14.870	C3E104-E	2.964	4.637	6.43x10 <sup>5</sup>	-6.472	-6.254	0.2182	
EA-107	9.689	15.000	-20.000	C3E107-E	-34.000	-28.174	1.09x10 <sup>5</sup>	-2.726	-2.564	0.1618	
EA-108	30.74	15.000	-22.000	C3E108-E	-34.000	-22.000	3.44x10 <sup>5</sup>	-8.645	-8.343	0.3019	
EA-114	12.04	VAP-E	312.800	13	68.355	97.828	49.15	0.09070	3.552	3.461	
AE-115	0.1292	108.923	108.000	AE115-E	89.600	89.666	38.31	-0.04395	0.001695	0.04607	
AE-116	64.48	266.299	123.300	AE116-E	89.600	115.130	38.31	2.197	2.278	0.08143	
AE-120	3.296	109.400	104.000	AE120-E	89.600	90.919	38.31	-0.001122	0.04708	0.04798	
Total	169.14	---	---	---	---	---	1.305x10 <sup>6</sup>	---	---	4.380	

Tabla VI. 6. Resultados para cada intercambiador de calor del proceso criogénico (primer caso de estudio)

Intercambiador de calor	Q (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Corrientes y temperaturas que intervienen en cada intercambiador						Costo del servicio auxiliar (dls/h)	Análisis de trabajo perdido		
		Corriente caliente	Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	Corriente fría	Tentrada (°F)	Tsalida (°F)		$W_{reqMin}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Bq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$
Corriente de proceso -- proceso											
EA-101	10.22	2a	104.200	62.270	10d	-6.609	98.239	0.000	-1.369	0.000	1.369
EA-102	32.45	3a	104.200	62.180	11d	6.537	97.178	0.000	-6.123	0.000	6.123
EA-105	3.426	2c	26.000	15.440	10c	-40.723	-6.609	0.000	-0.8178	0.000	0.8157
EA-106	12.62	3c	27.000	14.870	11c	-28.339	6.537	0.000	-3.231	0.000	3.231
EA-109	4.111	4b	-21.000	-33.920	10b	-79.698	-40.723	0.000	-0.8485	0.000	0.8485
EA-110	19.54	5b	-19.000	-39.400	11b	-81.684	-28.339	0.000	-3.446	0.000	3.447
EA-111	3.664	6	-66.913	-92.710	10a	-111.513	-79.698	0.000	-0.6325	0.000	0.6325
EA-112	19.39	7	-66.913	-92.880	11a	-129.400	-81.684	0.000	-5.278	0.000	5.278
EA-113	51.25	8a	221.2012	112.9287	12	55.5061	100.540	0.000	-7.112	0.000	7.112
EA-114	11.91	VAP-E*	116.074	111.355	13	55.506	97.828	0.000	-0.4808	0.000	0.6651
Total	168.50	---	---	---	---	---	---	---	---	---	29.52
Corriente de proceso -- servicio auxiliar											
EA-103	11.86	2b	62.270	26.000	C3E103-E	2.960	3.958	$2.09 \times 10^5$	-2.082	-2.021	0.06093
EA-104	36.33	3b	62.180	27.000	C3E104-E	2.964	3.958	$6.43 \times 10^5$	-6.375	-6.188	0.1869
EA-107	10.00	4a	15.000	-21.000	C3E107-E	-34.000	-13.220	$1.09 \times 10^5$	-2.800	-2.356	0.3673
EA-108	27.94	5a	15.000	-19.000	C3E108-E	-34.000	-33.896	$3.44 \times 10^5$	-7.883	-7.630	0.2530
AE-115	1.303	8b	112.929	108.000	AE115-E	89.600	90.421	38.31	-0.7529	0.02817	0.04812
AE-116	66.45	9	271.704	123.300	AE116-E	89.600	116.074	38.31	1.923	2.416	0.08301
AE-120	2.606	1	109.400	104.000	AE120-E	89.600	90.919	38.31	-0.6910	0.04708	0.04798
Total	156.50	---	---	---	---	---	---	$1.30 \times 10^6$	---	---	1.047

Tabla VI. 7. Resultados para cada intercambiador de calor del proceso criogénico (segundo caso de estudio)

Intercambiador de calor	Q (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Corrientes y temperaturas que intervienen en cada intercambiador					Costo del servicio auxiliar (dls/h)	Análisis de trabajo perdido			
		Corriente caliente	Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	Corriente fría	Tentrada (°F)		Tsalida (°F)	$W_{EqMin}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Eq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$
Corriente de proceso – proceso											
EA-101	10.220	2a	104.200	62.270	10d	-7.460	96.542	0.000	-1.439	0.000	1.400
EA-102	32.450	3a	104.200	62.180	11d	6.537	97.178	0.000	-6.123	0.000	6.123
EA-105	3.428	2c	26.000	15.440	10c	-41.271	-7.457	0.000	-0.837	0.000	0.826
EA-106	12.620	3c	27.000	14.870	11c	-28.339	6.537	0.000	-3.231	0.000	3.231
EA-109	4.111	4b	-21.000	-33.920	10b	-79.895	-41.271	0.000	-0.866	0.000	0.856
EA-110	19.540	5b	-19.000	-39.400	11b	-81.684	-28.339	0.000	-3.446	0.000	3.447
EA-111	3.664	6	-66.913	-92.710	10a	-111.433	-79.895	0.000	-0.639	0.000	0.635
EA-112	19.390	7	-66.913	-92.880	11a	-129.400	-81.684	0.000	-5.278	0.000	5.278
EA-113	64.610	9b	271.046	123.301	12*	64.372	97.828	0.000	-11.140	0.000	9.382
Total	170.04	---	---	---	---	---	---	---	---	---	31.178
Corriente de proceso – servicio auxiliar											
EA-103	11.864	2b	62.270	26.000	C3E103-E	2.960	3.958	2.09x10 <sup>5</sup>	-2.082	-2.021	0.061
EA-104	36.330	3b	62.180	27.000	C3E104-E	2.964	3.958	6.43x10 <sup>5</sup>	-6.375	-6.188	0.187
EA-107	10.003	4a	15.000	-21.000	C3E107-E	-34.000	-13.220	1.09x10 <sup>5</sup>	-2.800	-2.432	0.367
EA-108	27.941	5a	15.000	-19.000	C3E108-E	-34.000	-33.896	3.44x10 <sup>5</sup>	-7.883	-7.630	0.253
AE-115	53.423	8a	221.023	108.000	AE115-E	89.600	110.715	38.31	1.715	1.684	0.076
AE-116	2.074	9a	271.046	266.528	AE116-E	89.600	90.435	38.31	-0.789	0.029	0.047
AE-120	3.296	1	109.400	104.000	AE120-E	89.600	90.919	38.31	-0.691	0.047	0.048
Total	144.93	---	---	---	---	---	---	1.30x10 <sup>6</sup>	---	---	1.039

TESIS CON  
 FALLA DE ORIGEN

Tabla VI. 8. Resultados para cada intercambiador de calor del proceso criogénico (tercer caso de estudio)

Intercambiador de calor	Q (Btu/h) $\times 10^{-6}$	Corrientes y temperaturas que intervienen en cada intercambiador					Costo del servicio auxiliar (dis/h)	Análisis de trabajo perdido			
		Corriente caliente	Tentrada (°F)	Tsalida (°F)	Corriente fría	Tentrada (°F)		Tsalida (°F)	$W_{EqMin}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_{Eq}$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$	$W_p$ (Btu/h) $\times 10^{-6}$
Corriente de proceso - proceso											
EA-101	10.22	2a	104.200	62.270	10d	-9.269	94.539	0.000	-1.443	0.000	1.443
EA-102	32.45	3a	104.200	62.180	11d	-1.452	89.324	0.000	-6.661	0.000	6.661
EA-105	3.425	2c	26.000	15.440	10c	-42.976	-9.269	0.000	-0.8448	0.000	0.8414
EA-106	12.62	3c	27.000	14.870	11c	-36.254	-1.452	0.000	-3.499	0.000	3.498
EA-109	3.953	4b	-21.500	-33.920	10b	-79.941	-42.976	0.000	-0.8484	0.000	0.8483
EA-110	16.74	5b	-22.000	-39.400	11b	-81.684	-36.254	0.000	-3.351	0.000	3.351
EA-111	3.664	6	-66.913	-92.710	10a	-111.415	-79.941	0.000	-0.6360	0.000	0.6359
EA-112	19.39	7	-66.913	-92.880	11a	-129.400	-81.684	0.000	-5.278	0.000	5.278
EA-113	64.96	8a	220.981	84.479	12*	66.520	99.000	0.000	-6.926	0.000	6.926
Total	167.42	---	---	---	---	---	---	---	---	---	29.48
Corriente de proceso - servicio auxiliar											
EA-103	11.86	2b	62.270	26.000	C3E103-E	2.960	3.958	2.09x10 <sup>5</sup>	-2.082	-2.021	0.06093
EA-104	36.33	3b	62.180	27.000	C3E104-E	2.964	3.958	6.43x10 <sup>5</sup>	-6.375	-6.188	0.1869
EA-107	10.16	4a	15.000	-21.500	C3E107-E	-34.000	-5.829	1.09x10 <sup>5</sup>	-2.832	-2.367	0.4653
EA-108	30.74	5a	15.000	-22.000	C3E108-E	-34.000	-22.000	3.44x10 <sup>5</sup>	-8.645	-8.343	0.3019
AE-116	63.85	9	265.438	123.300	AE116-E	89.600	114.957	38.31	1.978	2.254	0.08127
AE-120	2.606	1	109.400	104.000	AE120-E	89.600	90.919	38.31	-0.6910	0.04708	0.04798
Total	155.54	---	---	---	---	---	---	1.30x10 <sup>6</sup>	---	---	1.144