

12
2oj



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN



*" OPTIMIZACION DEL PROCESO CRIOGENICO
DE LA PLANTA RECUPERADORA DE ETANO
Y LICUABLES III DEL COMPLEJO
PETROQUIMICO TABASCO I, (PEMEX) "*

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERA QUIMICA
P R E S E N T A N :
INES CLAUDIA JOSE SAUCEDO
CECILIA VARGAS VELASCO

ASESOR: I.Q. ARIEL BAUTISTA SALGADO



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

INDICE

I.	INTRODUCCION.	1
	1.1 Antecedentes.	
	1.2 Objetivos.	
II.	GENERALIDADES DEL PROCESO CRIOGENICO PARA LA RECUPERACION DE ETANO Y LICUABLES.	6
	2.1 Preparación de la carga.	
	2.2 Deshidratación.	
	2.3 Enfriamiento.	
	2.4 Fraccionamiento.	
	2.5 Recompresión del Gas Residual.	
III.	DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES III DEL COMPLEJO PETROQUIMICO TABASCO I	12
	3.1 Sistema de Preenfriamiento.	
	3.2 Sistema de Deshidratación.	
	3.3 Sistema de Enfriamiento y Expansión.	
	3.4 Sistema de Recompresión del Gas Residual.	
	3.5 Sistema de Desmetanización.	
IV.	ANALISIS Y OPTIMIZACION DEL PROCESO	21
	4.1 Síntesis del proceso.	
	4.1.1 Sistema de Separación.	
	4.1.2 Sistema de Transferencia de calor (Optimización Energética)	
V.	EVALUACION TECNICA DEL PROCESO PROPUESTO	65
	5.1 Descripción del Proceso.	
	5.2 Balance de Materia y Energía.	
	5.3 Dimensionamiento Preliminar de Equipo de Proceso.	

5.3.1 Separadores Líquido-Vapor y Tanques de Balance.

5.3.2 Intercambiadores de Calor.

5.3.3 Torre Desmetanizadora.

5.3.4 Bombas, Compresores y Expansores.

5.3.5 Deshidratadores.

5.4 Consumo de Servicios Auxiliares.

5.4.1 Agua de enfriamiento.

5.4.2 Vapor Motriz (Alta Presión).

5.4.3 Gas Combustible.

5.4.4 Refrigerante (Propano).

5.4.5 Agentes Químicos (Metanol).

VI. COMPARACION TECNICO-ECONOMICA ENTRE EL PROCESO ACTUAL Y EL PROCESO PROPUESTO 118

6.1 Costo de Equipos de Proceso.

6.2 Costo de Servicios Auxiliares.

6.3 Comparación Técnico-Económica.

VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES 134

APENDICE 138

BIBLIOGRAFIA 141

CAPITULO I

INTRODUCCION

INTRODUCCION

1.1 ANTECEDENTES.

En la Industria Petroquímica, el Gas Natural, tiene un papel muy importante, debido a que da origen a distintos productos, tales como el metano, etano, propano, etc., En términos generales el procesamiento del Gas Natural se inicia en las Plantas Endulzadoras de Gas que tienen como objeto eliminar los componentes ácidos del gas amargo, bióxido de carbono y ácido sulfhídrico principalmente. Posteriormente el gas dulce se procesa en las Plantas Recuperadoras de Etano y Licuables, para obtener los licuables criogénicos, los cuales son enviados a las Plantas Tratadoras y Fraccionadoras de Hidrocarburos, obteniéndose el Gas Licuado a presión entre otros productos.

Como una excepción a lo anterior, en algunos casos, cuando el contenido de bióxido de carbono y ácido sulfhídrico en la corriente de alimentación de Gas Natural es muy bajo, la etapa de endulzamiento de dicho gas se efectuará después de procesarse en la Planta Recuperadora de Etano y Licuables.

Una de las etapas más importantes en el procesamiento del Gas Natural es el proceso de Recuperación de Etano y Licuables, su importancia surge a raíz de la demanda a nivel industrial del etano y el propano principalmente, los cuales son utilizados ampliamente en la Industria Petroquímica como materias primas susceptibles de posteriores transformaciones. Debido a esto, desde el diseño de la primera Planta Criogénica, nuevas técnicas de diseño han evolucionado dando una respuesta a la demanda que existe en cuanto a altos niveles de recuperación de etano y propano con menores inversiones de capital y minimización de los requerimientos de energía.

Actualmente en nuestro país, la mayor parte de las Plantas Recuperadoras de Etano y Licuables (zona sureste) operan mediante un proceso criogénico, utilizando tecnologías de la década de los 70's, por lo cual surge la necesidad de modernización de estas plantas.

1.2 OBJETIVOS

En este trabajo se propone una optimización energética, principalmente, para la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III del Complejo Petroquímico Tabasco I; que minimiza los costos de inversión y de operación. Los objetivos fijados para llevar acabo la optimización son los siguientes:

1. Hacer una revisión de los criterios de diseño de la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III del Complejo Petroquímico Tabasco I (PEMEX).
2. Elaborar un análisis de factibilidad técnico-económico para la optimización del Proceso Criogénico de la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III.
3. Recomendaciones para la optimización de los procesos que actualmente se operan en el Sistema de Refinación y Petroquímica de Petróleos Mexicanos.

Para llevar acabo los objetivos propuestos en el estudio, el trabajo se desarrolló de la siguiente manera:

CAPITULO II

Se establece de manera general las operaciones básicas de un Proceso Criogénico para la recuperación de etano y licuables: deshidratación, enfriamiento, fraccionamiento y recompresión del gas residual.

CAPITULO III

Se hace la descripción del proceso de la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III del Complejo Petroquímico Tabasco I, así como también se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso de dicha planta.

CAPITULO IV

Se formula la función objetivo y el algoritmo de optimización para lo cual se analiza del proceso existente y se proponen condiciones óptimas de operación (temperatura y presión) en caso necesario, para cada uno de los equipos; auxiliándose del simulador de procesos SIMPROC; para ello en primer lugar se hace un estudio del sistema de separación y posteriormente se realiza la síntesis del sistema de transferencia de calor, mediante en reglas heurísticas.

CAPITULO V

De acuerdo a los resultados obtenidos en el capítulo anterior, se establece la descripción del proceso y el Diagrama de Flujo de Proceso que involucra los cambios propuestos en la optimización del proceso, elaborando el Balance de Materia y Energía utilizando el simulador de procesos SIMPROC.

Con resultados obtenidos en el Balance de Materia y Energía se realiza el diseño preliminar de los equipos, Torre Desmetanizadora, Cambiadores de calor, Expansores, Compresores, Bombas, Tanques de Balance y Tanques Separadores. La Torre Desmetanizadora se dimensionó utilizando un paquete de computadora, PLATIMP, en donde se calcula el diseño hidráulico para platos tipo válvula. Los Tanques de Balance y Separadores Líquido - Vapor se diseñan fijando un L/D recomendado.

Finalmente se calculan los requerimientos de servicios auxiliares como refrigerante, agua de enfriamiento, agentes químicos, gas combustible y vapor motriz.

CAPITULO VI

Se establece un análisis técnico-económico, comparando el proceso actual y el proceso propuesto, para analizar la factibilidad de la optimización de la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III.

APENDICE

Dentro del apéndice se describe de manera breve los fundamentos de cada uno de los programas computacionales empleados en este trabajo.

C A P I T U L O I I
GENERALIDADES DEL PROCESO CRIOGENICO PARA LA
RECUPERACION DE ETANO Y LICUABLES

GENERALIDADES DEL PROCESO CRIOGENICO PARA LA RECUPERACION DE ETANO Y LICUABLES

La manera más práctica y comúnmente empleada a nivel industrial para llevar acabo la separación del metano del resto de los hidrocarburos más pesados, en corrientes gaseosas; principalmente Gas Natural, aunque también se pueden procesar gases de refinería; es mediante Procesos Criogénicos, en donde dicho proceso permite recuperaciones de etano del 85%, de propano normalmente del 90% y de butanos y más pesados casi del 100%.

Un proceso convencional consta principalmente de las siguientes operaciones básicas: deshidratación, enfriamiento, fraccionamiento y recompresión del Gas Residual.

2.1 PREPARACION DE CARGA:

Las especificaciones de la carga se obtienen mediante un tratamiento preliminar, que involucra una separación adecuada de los líquidos y sólidos, así como la eliminación casi completa de bióxido de carbono, ácido sulfhídrico y agua. Considerando que el ácido sulfhídrico y el bióxido de carbono han sido removidos previamente, el problema se enfoca a separar líquidos y sólidos.

En la tabla 2.1 se muestran algunas propiedades físicas y termodinámicas de los componentes principales que forman la corriente de carga, es decir del gas natural.

Si se tiene conocimiento de que la corriente de alimentación arrastra sólidos, lo más conveniente es utilizar un filtro, adecuado también por la presencia de líquido en la carga. Algunas plantas cuentan con dos tanques que separan líquidos existentes en la corriente de alimentación conocidas como tanques de choque. El agua que fluye con el gas en estado vapor puede ser eliminada mediante deshidratación de lecho fijo.

**TABLA 2.1 PROPIEDADES FISICAS Y TERMOQUIMICAS
DE LOS PRINCIPALES COMPONENTES DEL GAS NATURAL
(CONDICIONES ESTANDAR)**

	P.M	TEMP. EBULLICION		TEMP. FUSION		DENSIDAD		CALOR LAT. FUSION		TEMP. CRITICA		PRESION CRITICA		VOLUMEN CRITICO	
		(°C)	(°F)	(°C)	(°F)	(kg/m ³)	(lb/pe ³)	(kcal/mol)	(BTU/mol)	(°C)	(°F)	(kg/cm ²)	(lb/psf)	(cm ³ /gmol)	(pe ³ /lbmol)
BIOXIDO DE CARBONO	44.0	-78.5	-109.3	-55.05	-68.17	1.8417	0.1150	-65.051	-23.7	31.12	88.01	75.34	1 072	94	1.506
METANO	16.0	-161.7	-259.06	-182.5	-296.5	0.0673	0.0789	-17.869	-4.508	-82.45	-116.41	47.33	673.26	89	1.506
ETANO	30.0	-88.6	-127.48	-182.3	-296.1	1.2635	0.0417	-20.236	-5.039	32.25	90.05	46.62	706.54	148	2.372
PROPANO	44.1	-42.1	-43.78	-187.7	-305.86	1.8814	0.1175	-20.82	-5.248	98.75	206.15	43.41	617.4	200	3.205
N-BUTANO	58.1	-0.5	31.1	-138.3	-218.9	2.4897	0.1554	-30.15	-7.569	152.02	305.63	38.73	550.81	255	4.086
ISOBUTANO	56.1	-11.7	10.94	-158.4	-254.92	-	-	-	-	134.96	274.91	37.21	528.20	263	4.215
N-PENTANO	72.1	36.1	93.98	-129.8	-201.6	-	-	-36	-8.82	198.65	385.87	34.42	489.51	311	4.984
ISOPENTANO	72.1	28.9	85.82	-159.9	-255.8	-	-	-	-	187.86	370.15	34.42	483.63	308	4.898
N-HEXANO	86.1	68.7	155.86	-95.3	-139.5	-	-	-36.96	-9.314	234.75	454.35	30.9	439.53	365	5.898

El gas de alimentación se enfría con agua hasta la temperatura de deshidratación (correspondiente al punto de rocío) y entra a un separador donde se elimina el agua condensada.

2.2 DESHIDRATAACION:

El requerimiento primario de la unidad de deshidratación es la producción continua de gas con puntos de rocío suficientemente bajos para evitar problemas de congelamiento o de formación de hidratos. Un nivel aceptable de agua para evitar estos problemas es de 0.1 ppm. Un lecho sólido a base de mallas moleculares puede satisfacer este requerimiento.

El sistema de regeneración cuenta con un calentador de gas de regeneración y el tanque separador de gas. Es necesario un enfriador si el gas se va a utilizar para enfriamiento y no se encuentra a la temperatura adecuada.

2.3 ENFRIAMIENTO:

Todos los procesos a baja temperatura se aplican a la separación de gases o a la licuefacción de productos que se van a almacenar. La clave de la refrigeración en estos procesos es el turboexpansor.

El turboexpansor para procesos criogénicos generalmente es una turbina de flujo radial, diseñada para un máximo de eficiencia posible, según los requerimientos causados por las bajas temperaturas.

La operación del turboexpansor es relativamente simple, requiriendo principalmente de la observación de las condiciones del sistema de lubricación, del flujo de gas de sello y su presión, así como del sistema de igualación de presión a través del orificio de rueda.

2.4 FRACCIONAMIENTO:

Las Plantas Criogénicas cuentan con una torre desmetanizadora y en algunas ocasiones también de una desetanizadora.

La función principal de esta torre es la de separar el metano del resto de los hidrocarburos que componen las corrientes de alimentación, para obtener como productos finales, gas residual y licuables. Una de las características de las Plantas Criogénicas es la carencia de reflujo externo. Este reflujo puede existir cuando se desean mejores recuperaciones en la torre, sin embargo los costos de operación se incrementan demasiado por la necesidad de obtener más bajas temperaturas para la creación de reflujo, además de que se requiere más equipo. De hecho se considera que el líquido proveniente de la descarga del turboexpansor y que se alimenta en la parte superior de la torre desmetanizadora actúa como reflujo de la torre.

2.5 RECOMPRESION DEL GAS RESIDUAL:

La mayoría de las Plantas Criogénicas de Recuperación de Licuables entrega al gas residual a una presión igual o mayor que la presión que tiene el gas de carga a la planta. Esto es con el objeto de enviar el gas residual al gasoducto, y de esta manera ser usado como combustible, es decir la recuperación de licuables requiere de un consumo de energía que se traduce en caída de presión del gas a través de la planta, por lo que es necesario reintegrar la presión a este gas. A esta operación se le llama recompresión del gas residual y generalmente es llevado a cabo mediante el uso de compresores centrífugos. La recompresión del gas residual se puede iniciar con el compresor

acoplado al turboexpansor y terminar en el comúnmente llamado compresor del gas residual. La presión final del gas dependerá de las condiciones de presión del gasoducto o del sistema del gas combustible a que se envíe dicho gas. Cuando el gas residual es enviado a una red de gas de baja presión, no se requiere su recompresión y da lugar a un diseño más económico.

C A P I T U L O I I I

DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUALBES III DEL COMPLEJO PETROQUIMICO TABASCO I

DESCRIPCION DE PROCESO

La Planta Recuperadora de Etano y Licuables esta diseñada para procesar 14.15 MMMCSD (500 MMPCSD) de gas dulce medidos a 20°C (68°F) y 1 Kg/cm²abs (14.22 lb/in²abs), proveniente de las Plantas de Tratamiento.

El proceso que se emplea es de tipo criogénico y consta de los siguientes secciones: preenfriamiento, deshidratación, enfriamiento, desmetanización y recompresión del gas residual. Además cuenta con una sección de refrigeración auxiliar y de almacenamiento de licuables. Se obtienen como productos principales gas residual y etano e hidrocarburos más pesados.

A continuación se describe la operación normal de las secciones mencionadas (a excepción del Sistema de Refrigeración y Almacenamiento de Licuables), según el Diagrama de Flujo de Proceso de la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III mostrado en la figura 3.1.

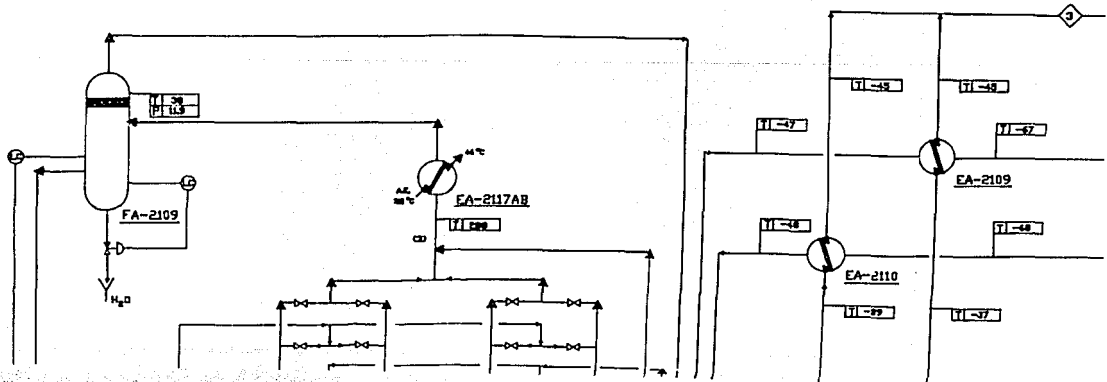
3.1 SISTEMA DE PREENFRIAMIENTO.

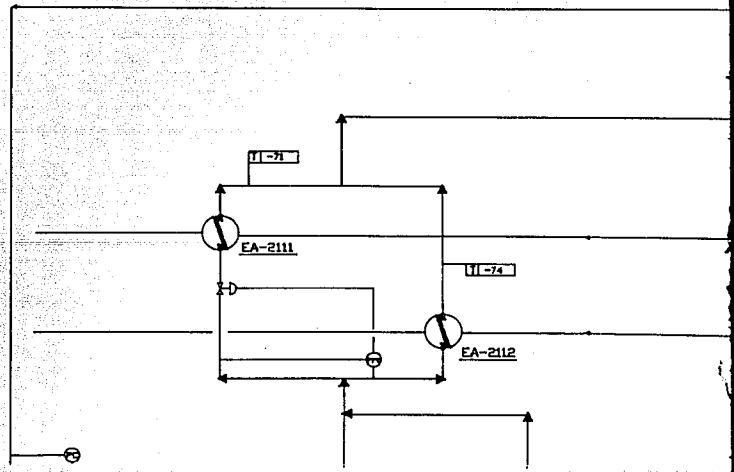
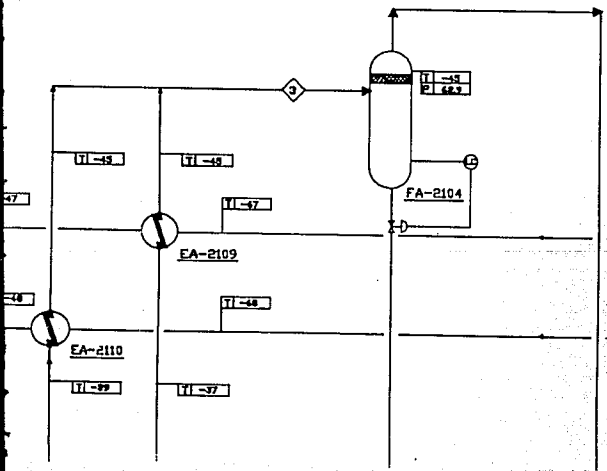
El gas dulce proveniente de la Planta de Tratamiento a 43°C (110°F) entra al Preenfriador del Gas de Carga con Agua EA-2120 AB donde se enfría hasta la temperatura de deshidratación de 35°C (95°F).

3.2 SISTEMA DE DESHIDRATACION.

El gas preenfriado a 35°C (95°F) y 66.8 Kg/cm²abs (950 lb/in²), entra al Separador de Gas de Alimentación FA-2101 (Tanque de choque), donde se separa el líquido que haya sido arrastrado por el gas. Este líquido generalmente es agua, aunque algunas veces puede contener hidrocarburos que se han condensado, esta práctica evita deterioro prematuro del adsorbente. El agua es enviada al drenaje mientras que los hidrocarburos se envían a límites de batería.

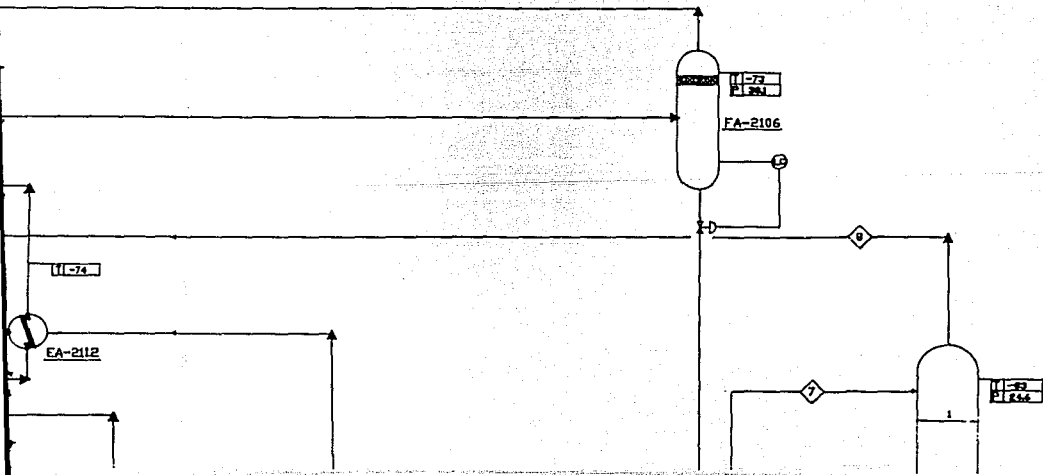
CORRIENTE	COMPONENTE												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
INDICIO DE CARBONO	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol	X mol
METANO	818	818	817	820	822	824	826	828	831	831	843	849	8258
ETANO	75.84	75.88	83.71	87.68	93.12	78.12	65.77	36.84	27.68	27.68	8.88	97.11	8.829
PROPANO	13.28	13.28	11.32	17.68	20.24	24.47	26.23	2.82	2.82	2.82	8.4	2.78	48.426
ISOBUTANO	3.78	3.78	3.82	22.88	18.88	4.28	2.61	3.88	3.82	3.82	11.16	3.64	28.118
BUTANO NORMAL	1.22	1.22	1.18	3.82	1.22	3.28	3.82	3.88	3.82	3.82	13.2	3.81	3.226
ISOPENTANO	3.88	3.88	1.28	3.22	1.22	3.22	3.88				3.88		4.447
PENTANO NORMAL	3.22	3.28	3.88	2.64	3.22	3.88					18.22		2.878
ISOPENTANO	3.22	3.22	3.88	2.64	3.24	3.88					18.88		2.823
METANO + PROPANO	8.47	8.47	8.82	2.42	8.12						23.78		5.61
FLUIDO TOTAL, Karol/h	27723	28272	12228	2842	4078	1722	1112	2442	2468	132	242	12488	2282
AGUA Kg/h	428												
FLUIDO TOTAL, Kg/h	28151	18648	28622	12278	11688	2222	2228	2822	1828	207	6128	22822	22822
FLUIDO MOLECULAR, MEXX	2122	2122	1288	2714	2824	2427					2522	1846	6277
RESERVA REACTIVA 8 LMS/h							321						3482
RES. 8 LMS/h							2824						2824
RES. PICO 8 LMS/h, 1Kg/seg. abs	228	1842					11688	284	8427	1288		28442	
FRICCIÓN KA/CM ² mm	622	622	622	244	244	244	244	84	128	244	772	282	
TEMPERATURA °C	52	20	-48	-28	-74	-84	-22	-82	228	228	288	48	288
RESERVA 8 P Y T M/CM ²	8.88	8.88					8.22	8.22	8.88	8.81	8.22	8.24	8.228





NOTAS :

- 1- M
- 2- L
- 3- L
- 4- F
- 5- L
- 6- D
- 7- D
- 8- D
- 9- L



LISTA

CLAVE

- BA-2101
- DA-2101
- DA-2102A-D

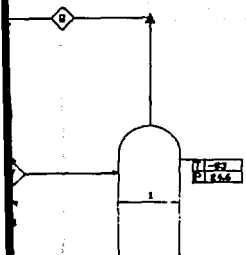
SERVICIO

- CALENTADOR D
- TORRE DESHET.
- DESHDRATADOR

- EA-2101 1er. ENFRIADOR
- EA-2102 1er. ENFRIADOR
- EA-2103 1er. ENFRIADOR
- EA-2104 2do. ENFRIADOR
- EA-2105 2do. ENFRIADOR
- EA-2106 2do. ENFRIADOR
- EA-2107 3er. ENFRIADOR

NOTAS :

- 1.- NORMALMENTE SIN FLUJO
- 2.- LOS ANALISIS MOSTRADOS SON BASE SECA
- 3.- LA TEMPERATURA INDICADA ES MAXIMA
- 4.- FLUJO NOMINAL 1.7 GPM Y FLUJO MAXIMO 7.0 GPM
- 5.- LAS CONDICIONES DE PRESION Y TEMPERATURA ESTAN DADAS EN Kg/cm² man y °C RESPECTIVAMENTE
- 6.- EL FLUJO REQUERIDO PARA LA DILUCION DEL ETANO EN LA PLANTA FRACCIONADORA ES DE 16.77 MMPCED.
- 7.- LOS HHP INDICADOS SON DE OPERACION



LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS</u>
BA-2101	CALENTADOR DEL GAS DE REGENERACION	12'-0" x 11'3" HMBTU/H
DA-2101	TORRE DESMETANIZADORA	6'-6", 8'-6", 13'-0", 93'-6"
DA-2102A-D	DESHIDRATADORES	11'-6" x 23'-6"
EA-2101	1er. ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL ALTA PRESION	13.54 x 103 HMBTU/H
EA-2102	1er. ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL BAJA PRESION	27.4 x 103 HMBTU/H
EA-2103	1er. ENFRIADOR CARGA/REFRIGERANTE	8.5 x 11 HMBTU/H
EA-2104	2do. ENFRIADOR CARGA/REFRIGERANTE	39.2 x 11 HMBTU/H
EA-2105	2do. ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL ALTA PRESION	2.6 x 103 HMBTU/H
EA-2106	2do. ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL BAJA PRESION	8.2 x 103 HMBTU/H
EA-2107	3er. ENFRIADOR CARGA/REFRIGERANTE	3.6 x 11 HMBTU/H

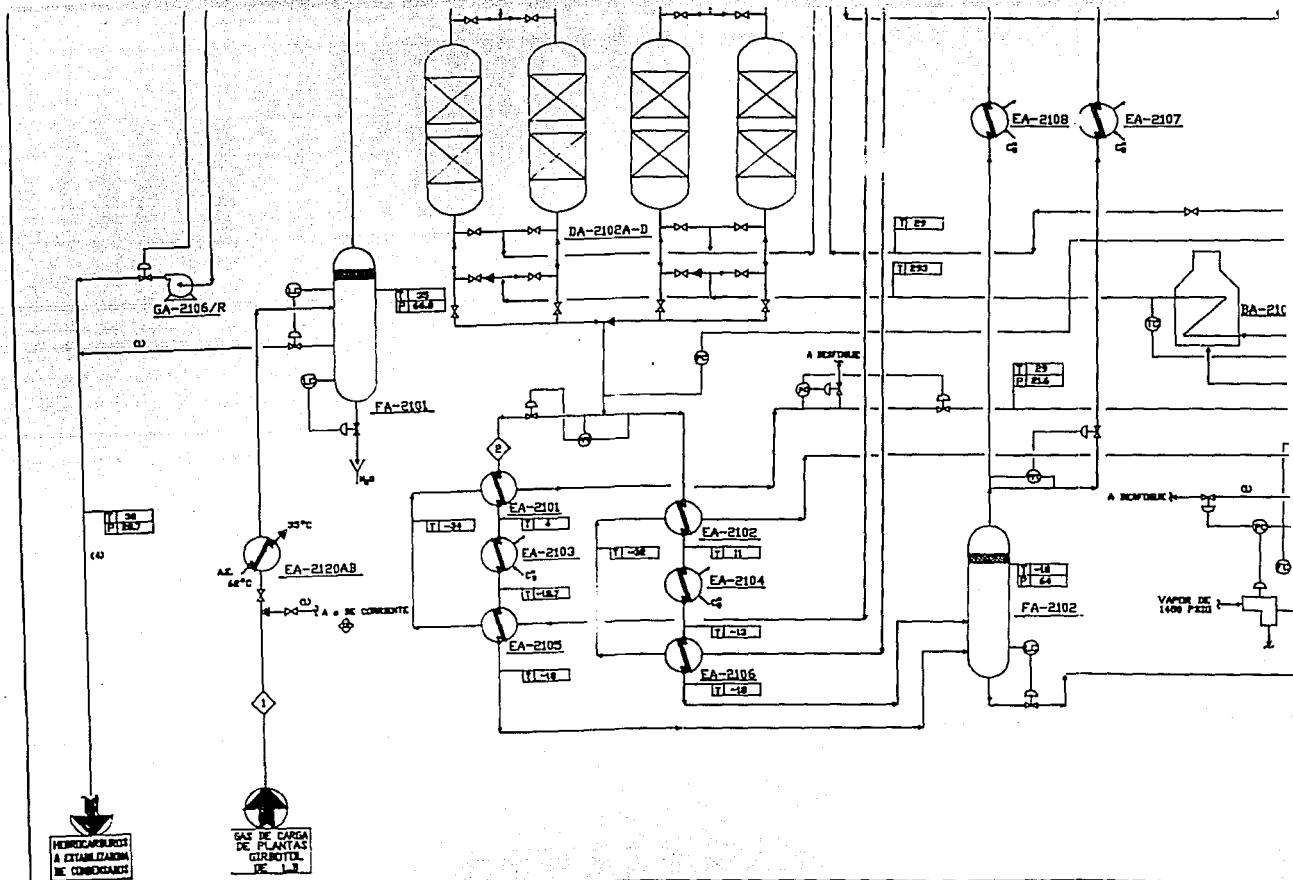
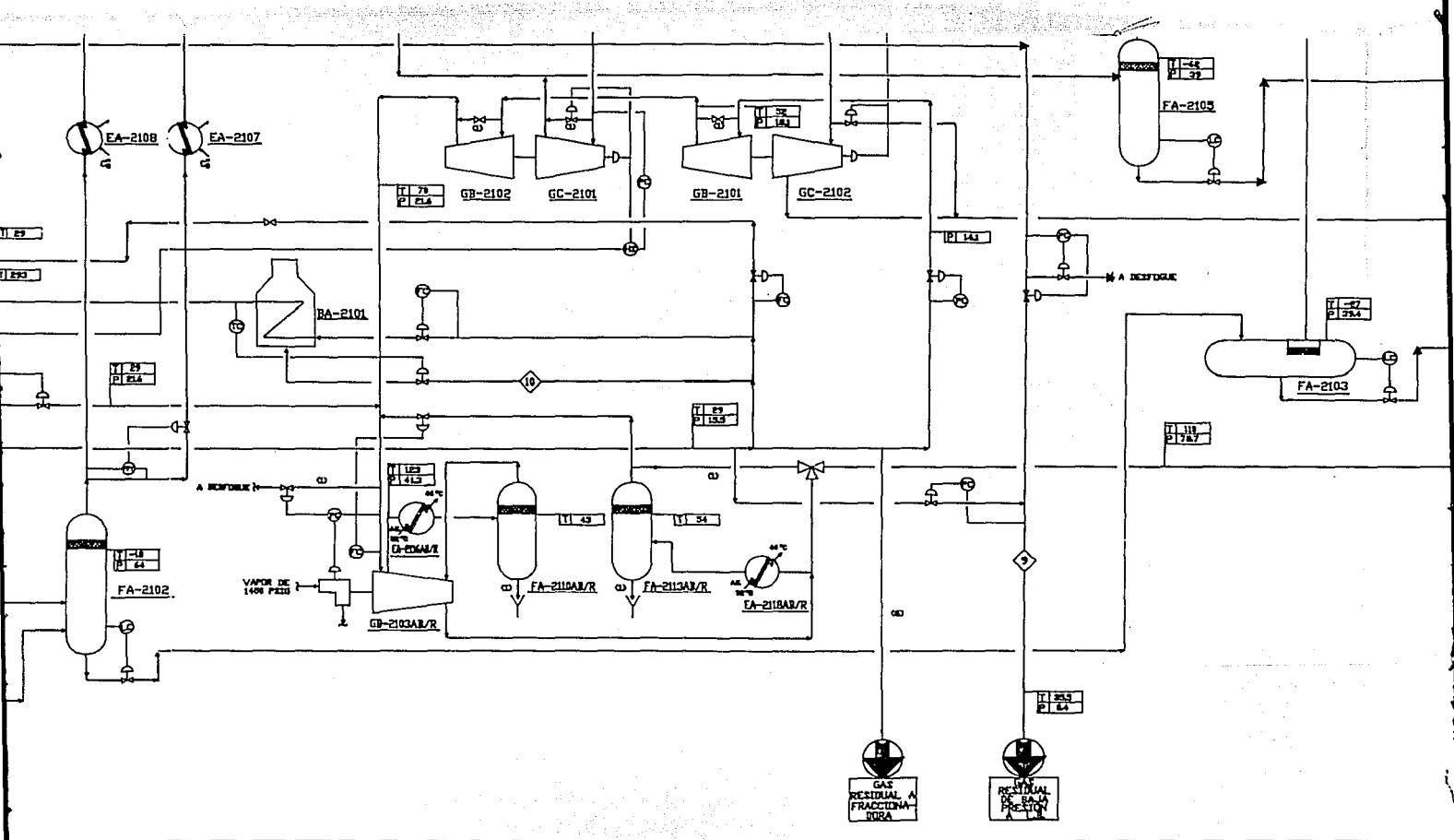
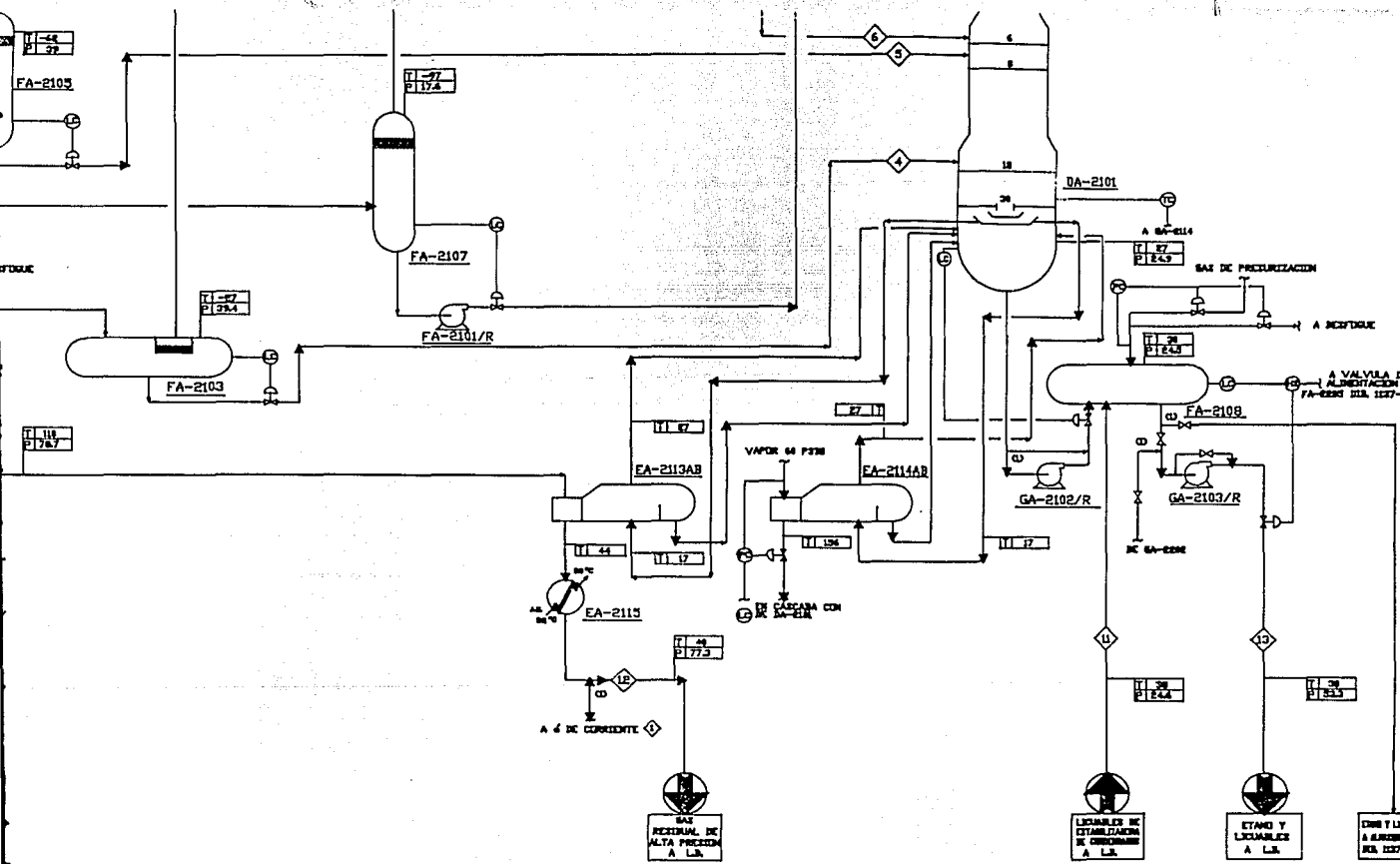


FIG. 3.1

DIAGRAMA DE FLUJO DE F



MA DE FLUJO DE PROCESO, PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES



- EA-2108 4to. E
- EA-2109 3er. E
- EA-2110 3er. E
- EA-2111 4to. E
- EA-2112 4to. E
- EA-2113AB REHEC
- EA-2114AB REHEC
- EA-2115 ENFRU
- EA-2116AB/R ENFRU
- EA-2117AB ENFRU
- EA-2118AB/R ENFRU
- EA-2120AB PRE-C

- FA-2101 SEPAR
- FA-2102 1er. S
- FA-2103 1er. S
- FA-2104 2do. S
- FA-2105 2do. S
- FA-2106 3er. S
- FA-2107 4to. S
- FA-2108 TANQUE
- FA-2109 SEPAR
- FA-2110AB/R TANQUE
- FA-2111AB/R TANQUE

- GA-2101/R BOBIA
- GA-2102/R BOBIA
- GA-2103/R BOBIA
- GA-2104/R BOBIA

- GP-2101 1er. C
- GP-2102 2do. C
- GP-2103AB/R COMP

- GC-2101 1er. E
- GC-2102 2do. E

AND Y LICUABLES III, COMPLEJO PETROQUIMICO, TABASCO I

El gas que sale de este separador entra a los Deshidratadores DA-2102 A-D, con el objetivo de eliminar el contenido de vapor de agua presente en esta corriente, mediante adsorción con un desecante. La deshidratación se lleva a cabo hasta lograr un punto de rocío de aproximadamente 35°C (-95°F).

Esto se hace para impedir la formación de hielo e hidratos en líneas y equipos evitando así los problemas inherentes a la presencia de los mismos. Los lechos de deshidratación de esta planta, fueron diseñados para trabajar 8 horas en adsorción y posteriormente ser regenerados; esta última operación requiere de 4 horas de calentamiento, utilizando gas residual a 203°C (580°F) proveniente del Calentador del Gas de Regeneración BA-2101, 3.5 horas de enfriamiento empleando gas residual a 20°C (85°F) proveniente del primer Enfriador de Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2102 y media hora para el ajuste de presión.

Cada lecho está constituido por dos secciones, la parte superior contiene alúmina H-151 de alta capacidad de adsorción y la inferior, mallas moleculares que dan el punto de rocío requerido. El secado se lleva a cabo en dos deshidratadores operando en paralelo, mientras que los otros son regenerados con gas residual seco.

3.3 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO.

El gas dulce deshidratado se divide en dos corrientes que se envían a un sistema de enfriamiento progresivo. Una de las corrientes se enfría con gas residual de alta presión en el Primer Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2101 hasta 4°C (38°F), en su segunda etapa con propileno refrigerante en el Primer Enfriador Carga/Refrigerante EA-2103 hasta -12.7°C (9°F) y por último en el Segundo Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2105, de donde sale a -18°C (0°F) y se alimenta al Primer Separador de Gas Deshidratado FA-2102.

La otra corriente de gas dulce deshidratado se enfría con gas residual de baja presión en el Primer Enfriador Carga/Gas

Residual Baja Presión EA-2102 hasta 11°C (52°F), con propileno refrigerante en el Segundo Enfriador Carga/Refrigerante EA-2104 hasta -13°C (8°F) y por último en el Segundo Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2106 hasta -18°C (0°F) y se alimenta al Primer Separador de Gas Deshidratado FA-2102.

El líquido que sale del Separador FA-2102, se expande hasta $39.4 \text{ Kg/cm}^2\text{man}$ (560 psig) para alimentarse al Primer Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2103 a -27°C (-17°F). El líquido separado en este recipiente se expande a $24.5 \text{ Kg/cm}^2\text{man}$ (350 psig) y -35°C (-32°F) y se envía como alimentación al plato No.18 de la Torre Desmetanizadora DA-2101.

Parte del vapor que sale del Primer Separador de Gas Deshidratado FA-2102 pasa por el Tercer Enfriador Carga/Refrigerante EA-2107, de donde sale a -37°C (-35°F) y por el Tercer Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2109 donde se enfría hasta -45°C (-50°F).

La otra parte del vapor que sale del Primer Separador Gas Deshidratado FA-2102 se enfría en el Cuarto Enfriador Carga/Refrigerante EA-2108 hasta -39°C (-38°F) y a continuación en el Tercer Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2110 hasta -45°C (-49°F) y se une con la corriente proveniente del Enfriador EA-2109. La mezcla a -45°C (-49°F) y $63 \text{ Kg/cm}^2\text{man}$ (895 psig) se alimenta al Segundo Separador de Gas Deshidratado FA-2104.

El vapor separado en este recipiente se envía al Primer Expansor GC-2101, donde mediante una expansión hasta 30 Kg/cm²man (555 psig), se obtiene un enfriamiento adicional y una licuefacción parcial de hidrocarburos. El líquido que sale del Segundo Separador de Gas Deshidratado FA-2104, se expande hasta 30 Kg/cm²man (555 psig) y se une con el efluente del Primer Expansor GC-2101.

La mezcla a -82°C (-80°F) entra al Segundo Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2105. El líquido separado en este recipiente, se expande hasta 24.6 Kg/cm²man (350 psig) y -74°C (-102°F) y se alimenta al plato No. 8 de la Torre Desmetanizadora DA-2101.

El vapor que sale del Separador FA-2105, se une con la corriente vapor proveniente del Primer Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2103.

La mezcla se divide en dos corrientes, una que se enfría y condensa parcialmente en el Cuarto Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2111 hasta -71°C (-95°F) y la otra que también se enfría y condensa parcialmente hasta -74°C (-102°F), en el Cuarto Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2112. Estas dos corrientes condensadas parcialmente se mezclan y se alimentan al Tercer Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2106 a -73°C (-100°F) y 38.1 Kg/cm²man (542 psig).

El líquido que sale del Separador FA-2106 se expande hasta 24.6 Kg/cm²man (350 psig), -88°C (-124°F) y se alimenta al plato No. 6 de la Torre Desmetanizadora DA-2101.

El vapor efluente de este separador se envía al Segundo Expansor GC-2102 donde mediante una expansión hasta 17.6 Kg/cm²man (250 psig), se obtiene una licuefacción adicional. El efluente del expansor se alimenta al Cuarto Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2107 a -97°C (-143°F).

El líquido separado en este recipiente se alimenta al plato No. 1 de la Torre Desmetanizadora DA-2101, a una presión de 24.6 Kg/cm²man (350 psig) y una temperatura de -97°C (-143°F) por medio de la bomba de carga a Desmetanizadora GA-2101/R. El vapor efluente del Separador FA-2107 a 17.6 Kg/cm²man (250 psig), constituye el gas residual de baja presión.

3.4 SISTEMA DE RECOMPRESION DEL GAS RESIDUAL.

El gas residual de baja presión 17.6 Kg/cm²man (250 psig) proveniente del Separador FA-2107 y el gas residual de alta presión 24.6 Kg/cm²man (350 psig) efluente del Domo de la Torre Desmetanizadora DA-2101, se emplea en trenes de enfriamiento en paralelo para aprovechar su capacidad de enfriamiento.

El gas residual de baja presión, intercambia calor en el Cuarto Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2112, donde se calienta hasta -88°C (-90°F) el efluente de este intercambiador entra al Tercer Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2110 y sale a -48°C (-54°F).

A estas condiciones pasa por el Segundo Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2108 saliendo a -32°C (-26°F) para alimentarse al Primer Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2102, de donde sale a 29°C (85°F).

Del total de la corriente de gas residual de baja presión (7.89 MMPCSD ó 278.9 MMPCSD) efluente del Enfriador EA-2102, se derivan las siguientes corrientes:

a) Un flujo de 1.35 MMPCSD (47.7 MMPCSD), de los cuales 0.011 MMPCSD (0.41 MMPCSD) se emplean para cubrir requerimientos de gas combustible en la planta, 0.87 MMPCSD (23.7 MMPCSD) se emplean para calentamiento y 0.87 MMPCSD (23.7 MMPCSD) para enfriamiento de los Deshidratadores DA-2102 A-D.

b) Un flujo de 0.133 MMPCSD (47.7 MMPCSD) se envía a la corriente

de gas residual de baja presión a L.B.

c) Un flujo restante de 6.41 MMMCSD (226.4 MMPCSD), el cual se envía al Primer Compresor de Gas Residual GB-2101.

El flujo de gas residual que se envía al Primer Compresor de Gas Residual GB-2101, aumenta su presión hasta 18.2 Kg/cm²man (255 psig) y posteriormente entra al Segundo Compresor de Gas Residual GB-2102 para aumentar su presión hasta 21.8 Kg/cm²man (303 psig).

La corriente de gas para calentamiento aumenta su temperatura en el Calentador de Gas de Regeneración BA-2101, hasta 293°C (560°F) y se emplea en los Deshidratadores DA-2102 A-D para regenerar los lechos. La corriente de Gas Residual para enfriamiento, a una temperatura de 29°C (85°F), se envía al Deshidratador que está en el periodo de enfriamiento. Ambas corrientes de regeneración (gas de calentamiento y gas de enfriamiento) se unen a la salida de los deshidratadores para pasar por el Enfriador de Gas de Regeneración de Deshidratación EA-2117 AB donde se enfría la mezcla desde 288°C (550°F) hasta 38°C (100°F), para ser enviada al Separador de Gas de Regeneración FA-2109, donde el agua y los hidrocarburos que han condensado son enviados al drenaje y a límites de batería respectivamente. El gas efluente de este separador se envía como gas residual de baja presión a unirse con el gas residual proveniente del Primer Enfriador de Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2102, para ser enviado a 35.5°C (95.9°F) y 8.4 Kg/cm²man (120 psig), a L.B.

El gas residual de alta presión proveniente del domo de la Torre Desmetanizadora es utilizado para enfriar al gas de carga como ya se ha mencionado en la sección 3.4. De este gas después de salir del Primer Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2101, a una presión de 21.8 Kg/cm²man (303 psig) y 29°C (85°F) se separa una corriente de 9 MMPCSD (0.2548 MMMCSD) que se envía a L.B. para regenerar los endulzadores de propano. El flujo restante de la corriente de gas residual de alta presión se une con la corriente de descarga de Segundo Compresor Gas

Residual GB-2102 y se envían al Compresor Gas Residual Alta Presión GB-2103 AB/R, para comprimirse hasta una presión de 41.3 Kg/cm²man (587 psig) en su primer etapay se envía al Interenfriador del Compresor Gas Residual Alta Presión EA-2116 AB/R para enfriarse a una temperatura de 43°C (110°F) y nuevamente entra a la segunda etapa del compresor para alcanzar una presión mismo de 78.7 Kg/cm²man (1120 psig) y temperatura de 111°C (232°F). Este gas es enfriado primeramente en el Rehervidor Torre Desmetanizadora EA-2113 AB y luego en el Enfriador de Gas Residual Alta Presión EA-2115 de donde sale a 40°C (104°F) y 77.3 Kg/cm²man (1100 psig), para ser enviado a Límites de Batería.

3.5 SISTEMA DE DESMETANIZACION.

La Torre Desmetanizadora DA-2101, opera a 24.6 Kg/cm²man (350 psig) y está constituida por 30 platos del tipo de válvula necesarios para efectuar el fraccionamiento. El calor es suministrado por el Rehervidor EA-2113 AB empleando la corriente de gas residual efluente del Compresor de Gas Residual Alta Presión GB-2103 AB/R y por el Rehervidor de Balance EA-2114, utilizando vapor de baja presión como medio de calentamiento.

El producto de fondos de la Torre Desmetanizadora DA-2101 efluente de los Rehervidores EA-2113 AB y EA-2114 a 27°C (87°F) es enviado por medio de la Bomba GA-2102/R al Tanque de Licuables FA-2108. A este tanque llega también una corriente de licuables proveniente de la Endulzadora y Estabilizadora de Hidrocarburos Condensados. El producto Etano y Licuables de este tanque es enviado por medio de la Bomba GA-2103/R al ducto hacia Morelos.

El producto de domos de la Torre Desmetanizadora DA-2101 constituye el gas residual de alta presión a 24.6 Kg/cm²man (350 Psig) y -83°C (-117.4°F).

C A P I T U L O I V
A N A L I S I S Y O P T I M I Z A C I O N D E L P R O C E S O

ANALISIS Y OPTIMIZACION DEL PROCESO

4.1 SINTESIS DEL PROCESO:

En la optimización de un proceso es necesario analizar detalladamente cada una de las etapas que involucran la síntesis de dicho proceso, para poder determinar la forma más adecuada de obtener los productos deseados a partir de las materias primas disponibles. Las principales etapas son las siguientes:

1. Selección de una ruta química.
2. Asignación de especies químicas.
3. Síntesis del sistema de separación.
4. Síntesis del sistema de transferencia de energía.
5. Síntesis del transporte de materiales.
6. Síntesis de los sistemas de almacenamiento y control.

Para el proceso analizado en este trabajo, no existe sistema reaccionante, por lo que la optimización se inició con la síntesis del sistema de separación, de acuerdo con el alcance propuesto, la síntesis del transporte de materiales y de los sistemas de almacenamiento y control no se consideraron dentro de este estudio.

4.1.1 SISTEMA DE SEPARACION.

Para llevar a cabo la síntesis del sistema de separación se considera dos etapas: 1) Selección del método de separación y 2) Definición de la secuencia de separación. Es importante el análisis de estas etapas, debido a que se ven reflejadas directamente en la economía del proceso.

1. SELECCION DEL SISTEMA DE SEPARACION.

Para poder determinar el sistema de separación más adecuado se debe considerar la diferencia en propiedades del sistema a separar, la cantidad de material, pureza requerida, comportamiento químico, fases involucradas, corrosividad de los materiales, etc.

2. DEFINICION DE LA SECUENCIA DE SEPARACION.

El problema radica en saber cuantas alternativas se tienen para resolver el problema y cual de ellas es la más óptima. Para realizar la selección se consideraron los siguientes criterios:

1. Minimizar la carga a separar.
2. Efectuar las separaciones más difíciles al final.
3. Favorecer las separaciones una a una por los domos.
4. Remover materiales peligrosos o corrosivos primero.
5. Separar las especies más abundantes.
6. Favorecer equipos balanceados.

Para llevar acabo la síntesis del sistema de separación del proceso (figura 4.1.1) se analizaron las condiciones de operación (temperatura y presión), de cada equipo, proponiendo las más adecuadas. En primer lugar se analizó la variación de la temperatura, eligiendo la más conveniente a una presión fija y posteriormente a esa temperatura se varió la presión seleccionando la más adecuada y cuando no se presentó variación entre la presión y la temperatura, esas condiciones fueron consideradas como las más óptimas. Para cada equipo se tomó en cuenta su función con respecto a las recuperaciones y purezas del etano y metano, que son los componentes de interés principal.

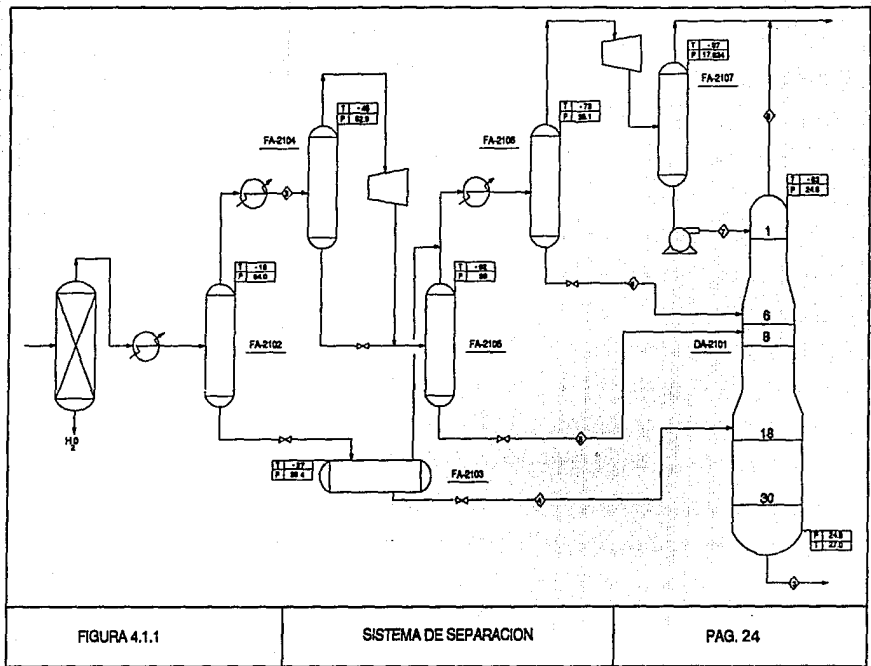


FIGURA 4.1.1

SISTEMA DE SEPARACION

A continuación se describe el análisis para la optimización de este sistema. Primero analizando las separaciones previas antes de llegar a la Torre Desmetanizadora DA-2101 con la finalidad de reducir la carga a esta, y así ayudar a minimizar sus requerimientos (temperatura, presión, número de platos, etc.)

PRIMER SEPARADOR DE GAS DESHIDRATADO FA-2102

La función principal de este tanque separador es obtener una mayor pureza y recuperación de etano.

Variando la temperatura a una presión constante de 64 Kg/cm^2 (910.28 Psig), se obtuvo la pureza y recuperación para diferentes temperaturas. En las figuras 4.1.2 y 4.1.3, se puede observar que la recuperación se ve favorecida a una temperatura de -18°C (-0.4°F), mientras que la pureza no se afecta apreciablemente.

A la temperatura seleccionada se modificó la presión (Fig. 4.1.4 y 4.1.5) sin tener cambios apreciables, por lo que se consideraron las condiciones de operación óptimas son obtenidas a la salida del tren de enfriamiento, es decir, 64 Kg/cm^2 (910.28 Psig) y -18°C (-0.4°F).

SEGUNDO SEPARADOR DE GAS DESHIDRATADO FA-2104

El objetivo de este equipo es obtener principalmente una mayor pureza y una buena recuperación de etano, para lo cual a una presión de 63 Kg/cm^2 (894.65 psig) se fue modificando la temperatura; y se observó que respecto a la pureza los cambios son poco apreciables (fig. 4.1.6).

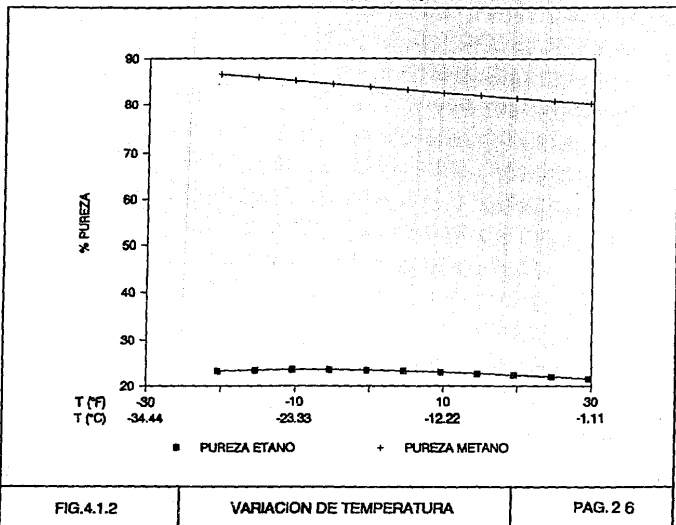


FIG.4.1.2

VARIACION DE TEMPERATURA

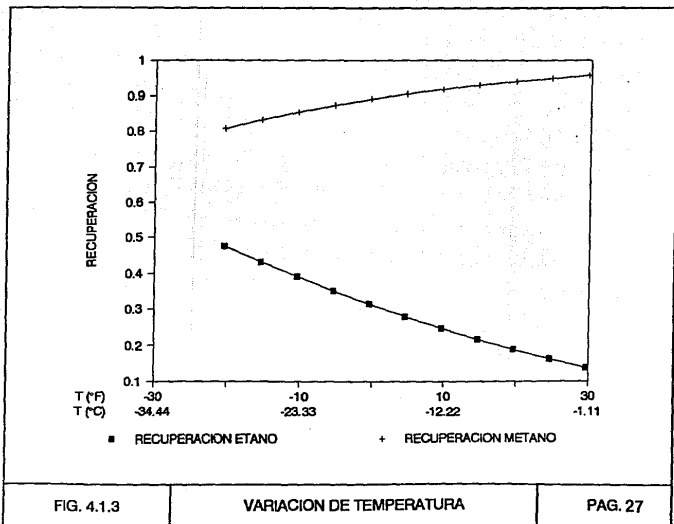


FIG. 4.1.3

VARIACION DE TEMPERATURA

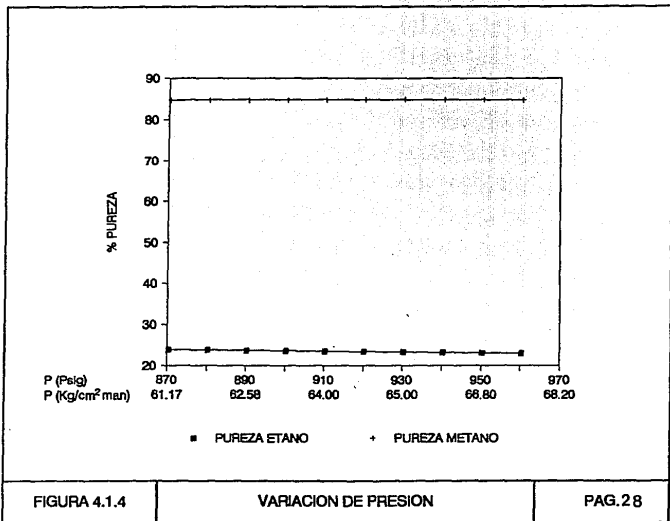


FIGURA 4.1.4

VARIACION DE PRESION

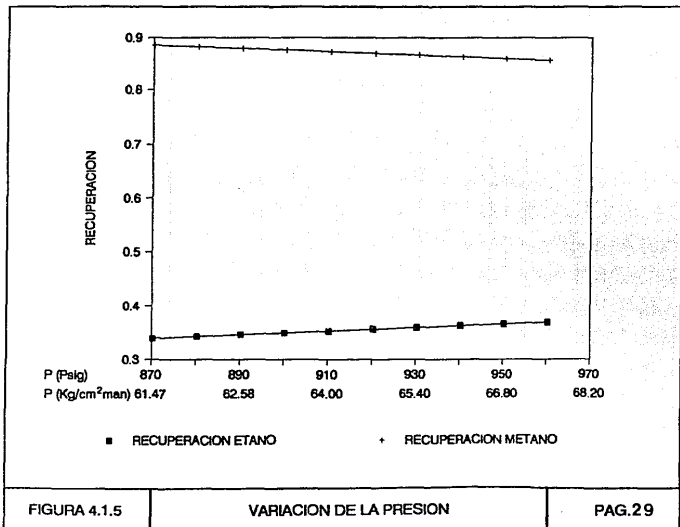


FIGURA 4.1.5

VARIACION DE LA PRESION

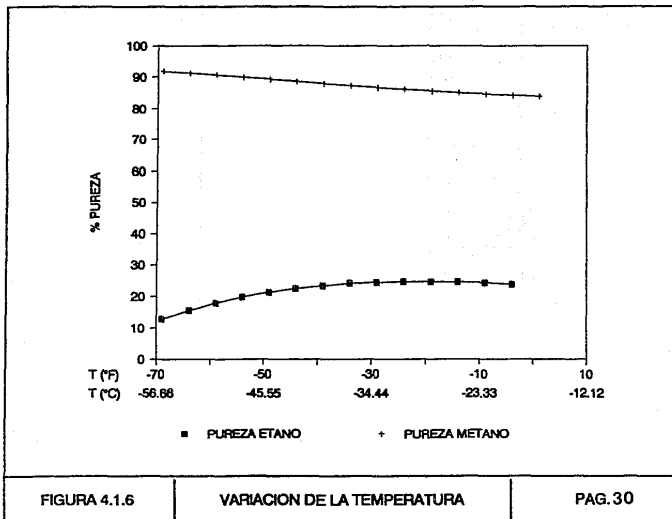


FIGURA 4.1.6

VARIACION DE LA TEMPERATURA

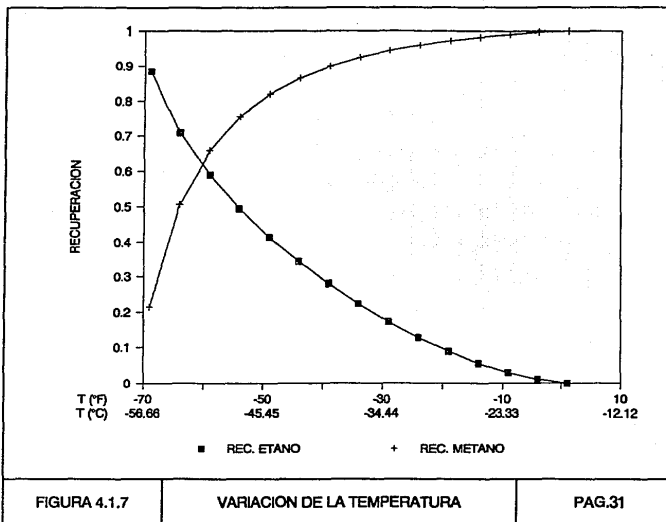


FIGURA 4.1.7

VARIACION DE LA TEMPERATURA

En la figura 4.1.7 se muestra el comportamiento de la recuperación del etano y metano con respecto a la temperatura, encontrándose un intervalo óptimo entre -42.2°C (-44°F) y -45°C (-49°F), en donde tanto la pureza como la recuperación son máximos, por lo que se propone una temperatura promedio, es decir, -43.9°C (-47°F). La variación de la presión no fue significativa.

Se analizó también la posibilidad de que el turboexpansor GC-2101 localizado a continuación de este separador, se colocará antes del tanque separador FA-2102, para lo cual se modificó la presión, pero no se observó ningún beneficio, por lo tanto se decidió no cambiar de lugar el turboexpansor, para aprovechar de esta manera la energía dada por la disminución de la presión y reducirla entonces en el punto más conveniente.

La corriente líquida obtenida en esta separación tiene composiciones muy similares al líquido proveniente del Tanque Separador FA-2102, por lo que se propuso mezclarlos para posteriormente alimentarlos al tanque separador FA-2103.

PRIMER SEPARADOR DE CARGA A DESMETANIZADORA FA-2103

La finalidad de este equipo es tener una máxima pureza de etano para facilitar su separación en la Torre Desmetanizadora, no importando estrictamente su recuperación, debido a que las siguientes etapas de separación, se podrá recobrar el etano arrastrado por la corriente en estado vapor.

Se procedió a realizar expansiones desde una presión de 64 Kg/cm^2 (910.28 psig) a 24.6 Kg/cm^2 (350 psig), para determinar las condiciones más adecuadas. En la figura 4.1.8 se puede observar que la pureza no varía fuertemente con respecto a la presión, sin embargo, en cuanto a la recuperación se puede

notar que a medida que disminuye la presión, la recuperación del metano aumenta, (fig. 4.1.9), mientras que el etano es poco sensible a la variación de la presión. Por otra parte a presiones bajas se tiene mayor pureza de etano, por lo cual es conveniente operar a una presión lo más baja posible; aunque esta presión estará sujeta al destino de la corriente vapor dentro del sistema de separación, la cual tiene una gran similitud con la corriente proveniente del turboexpansor, a 39.4 Kg/cm^2 (580.4 psig) y -43.14°C (-45.88°F), por consiguiente se decidió alimentar estas dos corrientes al siguiente separador, FA-2105.

No es conveniente mezclar el vapor del tanque FA-2103 y el del FA-2105 como en el sistema de separación actual debido a que las diferencias de temperaturas provocan una disminución en su recuperación.

El líquido del Tanque Separador FA-2103 se expandió para ser alimentado a la Torre Desmetanizadora DA-2101 a 24.6 Kg/cm^2 (350 psig) y -53.2°C (-63.88°F).

SEGUNDO SEPARADOR DE CARGA A DESMETANIZADORA FA-2105

La función de este separador es obtener una mayor pureza y recuperación del metano, con el fin de disminuir la carga a la Torre Desmetanizadora DA-2101.

Se realizaron distintas expansiones para determinar sus condiciones más óptimas, pero los cambios en recuperación y pureza (figuras 4.1.10 y 4.1.11) no fueron significativos, por lo que se decidió operar a las condiciones dadas por la mezcla de las alimentaciones que se mencionaron anteriormente, las cuales son, 39 Kg/cm^2 (554.7 psig) y -60.5°C (-76.84°F).

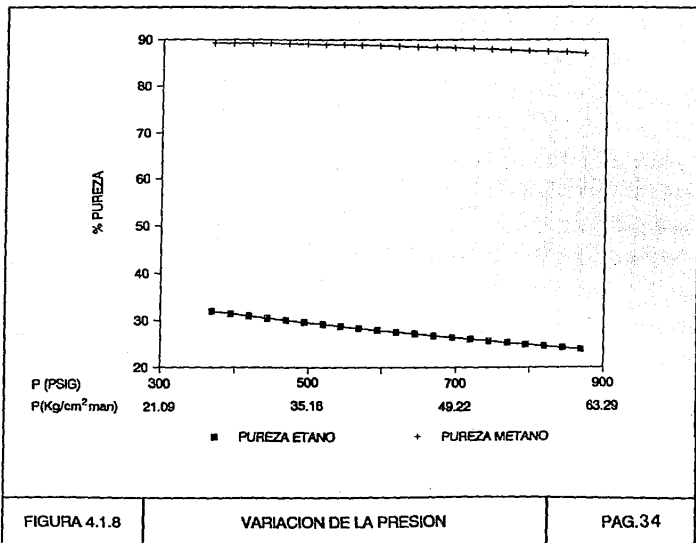


FIGURA 4.1.8

VARIACION DE LA PRESION

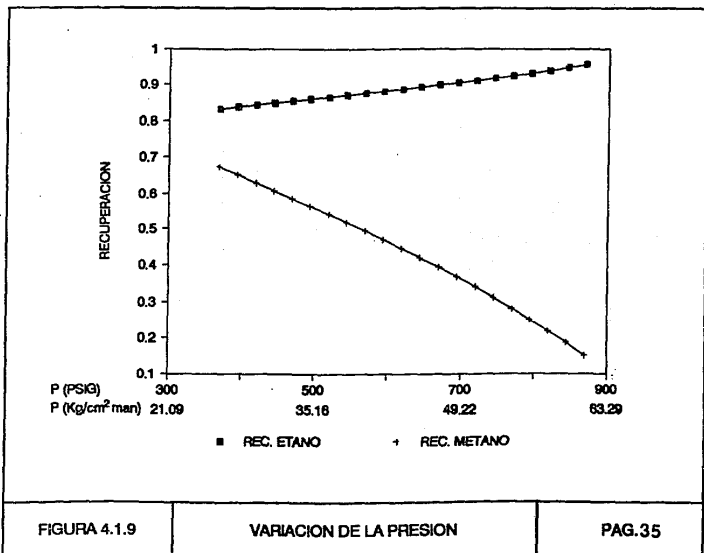


FIGURA 4.1.9

VARIACION DE LA PRESION

La corriente líquida se alimenta a la Torre Desmetanizadora realizando una expansión previa para ajustar la presión, a la de operación de la torre, 24.6 Kg/cm^2 (350 psig) obteniendo una temperatura de -73°C (-99.6°F).

El vapor resultante de este tanque es rico en etano por lo tanto es conveniente recuperarlo por medio de una condensación, y posteriormente una separación del metano antes de alimentarlo a la Torre Desmetanizadora, con el fin de disminuir el trabajo de esta.

TERCER SEPARADOR DE GAS DESHIDRATADO FA-2106

El propósito de este equipo, como ya se mencionó es separar las fases líquida y vapor procedentes de la condensación del vapor obtenido del Tanque Separador FA-2105 dándole importancia a las recuperaciones y purezas del metano y etano.

A una presión constante de 38.1 Kg/cm^2 (541.9 psig) se varió la temperatura de la mezcla realizando un análisis con el fin de disminuir los requerimientos de energía en la condensación de los vapores provenientes del Tanque Separador FA-2105, incrementando su temperatura, pero se presentaron cambios muy drásticos en la recuperación del metano principalmente (figuras 4.1.12 y 4.1.13), obteniéndose las condiciones óptimas de separación a -73°C (-99.4°F). Posteriormente a esta temperatura se variaron las condiciones de presión (figuras 4.1.14 y 4.1.15 sin observarse cambios apreciables, por lo cual se concluyó que las condiciones de operación en esta etapa del sistema de separación son 38.1 Kg/cm^2 (541.9 psig) y -73°F (-99.4°F).

TERCER SEPARADOR DE CARGA A DESMETANIZADORA FA-2107

El objetivo principal de esta separación es obtener una mayor pureza y recuperación del metano; para lo cual se llevó a cabo la condensación de los vapores provenientes de Tanque Separador FA-2106 por medio de un segundo turboexpansor GC-2102,

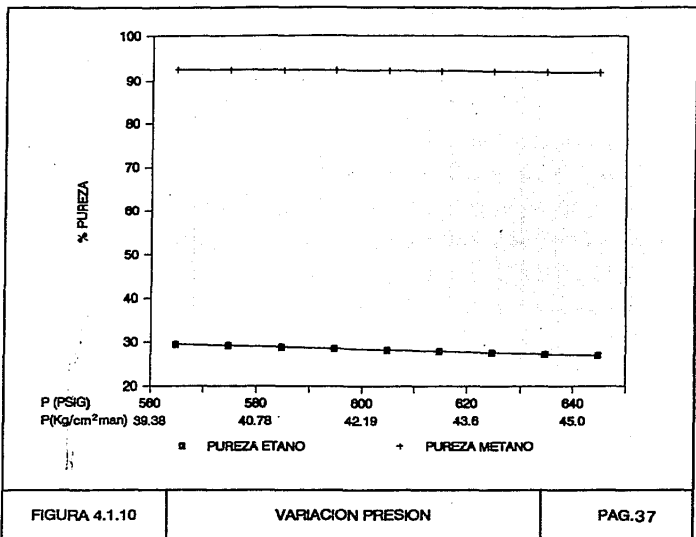


FIGURA 4.1.10

VARIACION PRESION

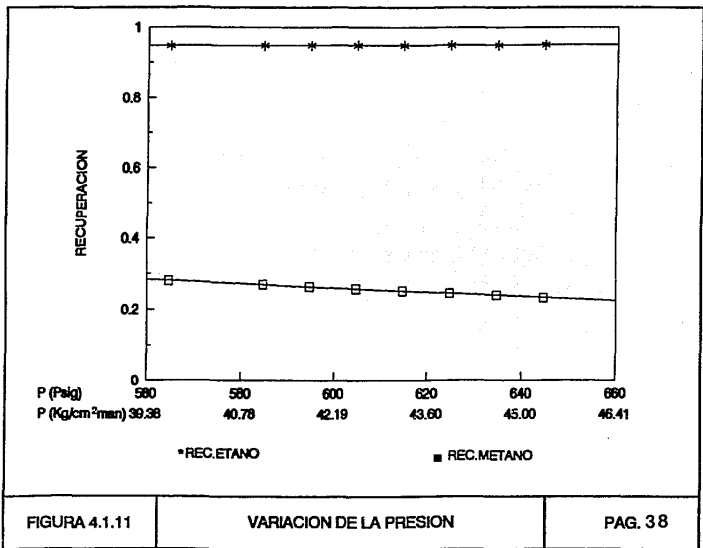


FIGURA 4.1.11

VARIACION DE LA PRESION

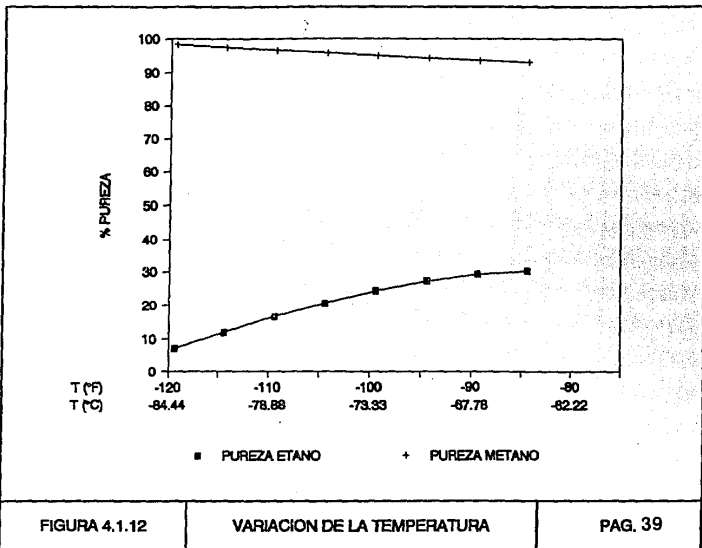


FIGURA 4.1.12

VARIACION DE LA TEMPERATURA

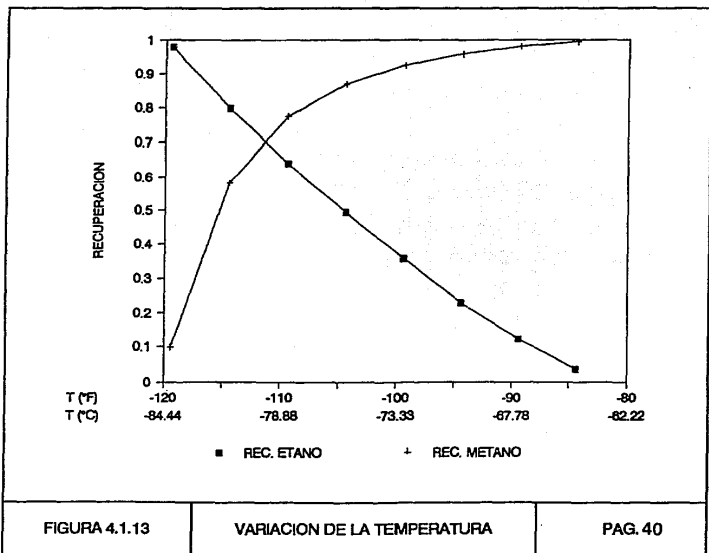


FIGURA 4.1.13

VARIACION DE LA TEMPERATURA

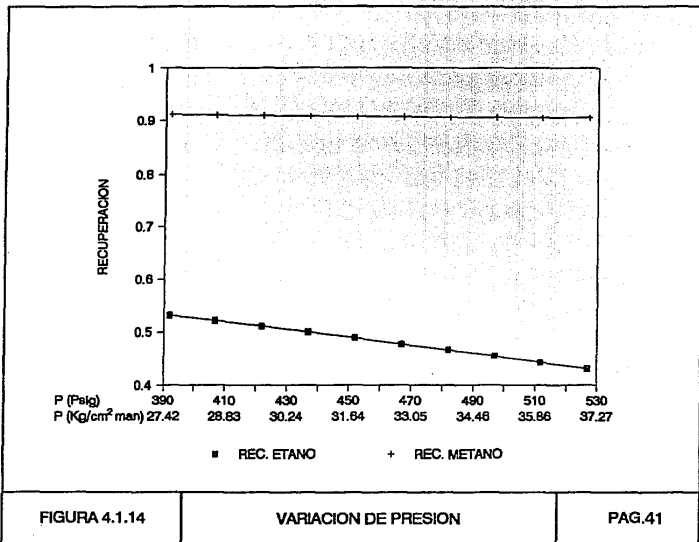


FIGURA 4.1.14

VARIACION DE PRESION

aprovechando así la energía generada en la posterior compresión del gas residual. Se modificó la presión a la descarga del turboexpansor, obteniéndose purezas y recuperaciones óptimas a 16.8 Kg/cm^2 (239.0 psig) y -98.3°C (-145°F), que se muestran en las figuras 4.1.16 y 4.1.17 respectivamente. El líquido resultante de este tanque separador se alimenta a la Torre Desmetanizadora DA-2101, realizando una expansión previa para ajustar sus condiciones a las de operación de la torre.

CUARTO SEPARADOR DE CARGA A DESMETANIZADORA FA-2108

Se puede observar que el líquido obtenido en el Tanque Separador FA-2108 después de ser sometido a una expansión, por medio de una válvula para alcanzar las condiciones necesarias de alimentación a la Torre Desmetanizadora DA-2101 de 24.60 Kg/cm^2 (350 psig) y -86.4°C (-123.54°F) es una mezcla líquido-vapor, en la cual el vapor es rico en metano por lo que se propuso separar este vapor mediante este tanque separador, para posteriormente mezclarlo con los domos de la Torre Desmetanizadora.

TORRE DESMETANIZADORA DA-2101

De acuerdo con las características de pureza y recuperación del metano y etano establecidas para el proceso, se determinó que la presión de operación de la Torre Desmetanizadora no se modificaría 24.6 Kg/cm^2 man (350 psig), debido a que una alteración en la presión afecta apreciablemente la pureza y recuperación de los componentes de interés.

Una de las características de las torres desmetanizadoras en las plantas criogénicas, como ya se mencionó es la carencia de reflujo externo. Este reflujo puede existir cuando se desean mejores recuperaciones en la torre, sin embargo los costos operacionales se incrementan demasiado por la necesidad de

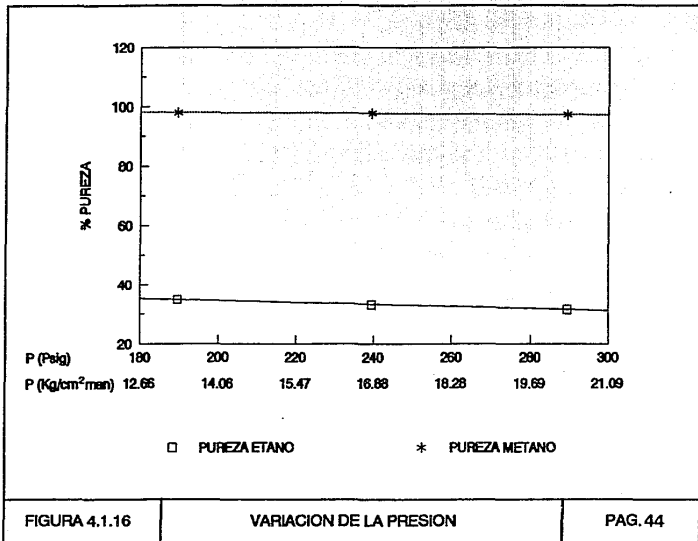


FIGURA 4.1.16

VARIACION DE LA PRESION

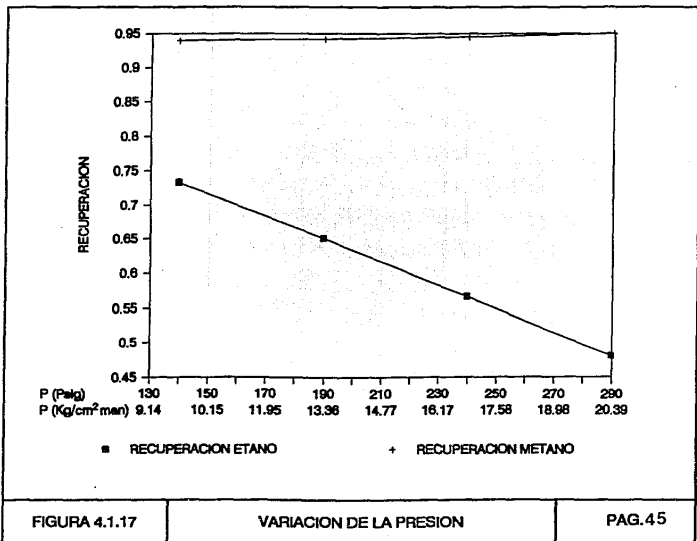


FIGURA 4.1.17

VARIACION DE LA PRESION

obtener más bajas temperaturas para la creación del reflujo, además de que se requiere de más equipo. De hecho se considera que el líquido proveniente de la descarga del turboexpansor y que se alimenta a la parte superior de la torre desmetanizadora actúa como reflujo de la torre.

Para determinar el plato de alimentación de cada una de las corrientes se realizó una simulación a reflujo infinito, se comparó su perfil con la composición de cada corriente, obteniendo los siguientes resultados (el SIMPROC considerará el número de platos teóricos).

No. de corriente	Plato de alimentación
37	4
31	5
28	6

Se simuló la torre con todas las alimentaciones y se observó que en dos platos no existen cambios apreciables en la composición del líquido y vapor, ni en la temperatura por lo cual se propuso modificar el número de platos a 13 y los platos de alimentación correspondientes fueron los siguientes:

No. de corriente	Plato de alimentación
37	3
31	4
28	5

Como ya se mencionó este tipo de torre tiene la finalidad de separar el metano del resto de los hidrocarburos que componen las alimentaciones, para este tipo de funciones, se recomienda utilizar platos tipo válvula, por su flexibilidad, bajo costo de inversión y mantenimiento, etc.

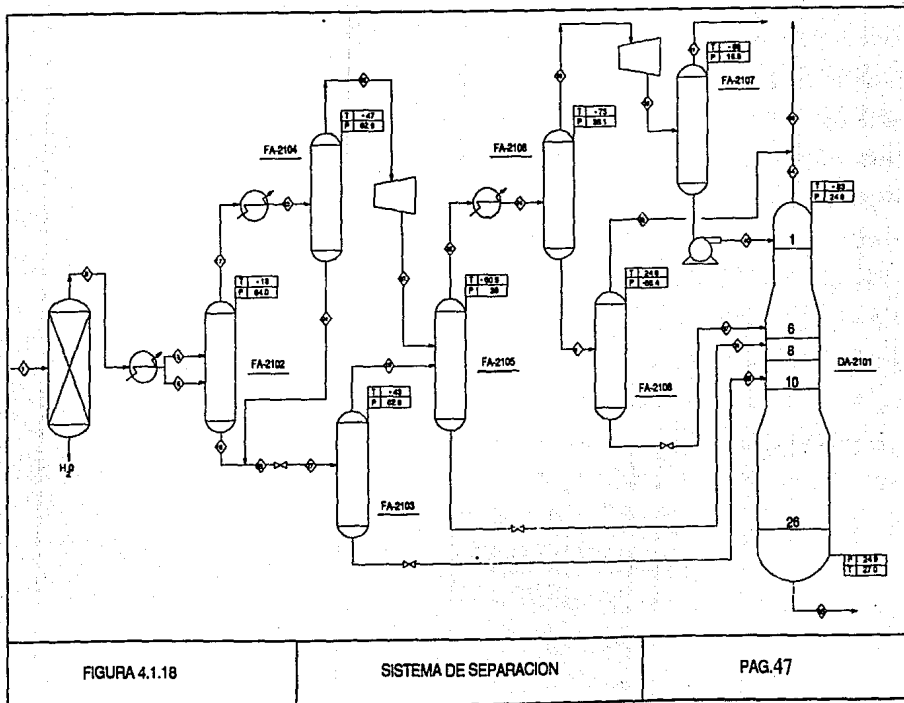


FIGURA 4.1.18

SISTEMA DE SEPARACION

El número de platos reales será igual al número de platos teóricos entre la eficiencia; en donde la eficiencia según la experiencia es de 50% para este tipo de torres y platos.

En la figura 4.1.18 se muestra el esquema de la síntesis del Sistema de Separación, mostrando sus condiciones de operación (temperatura y presión).

4.1.2 SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Dentro del contexto del diseño de plantas energéticamente eficientes, las redes de recuperación de calor han atraído la mayor atención en un esfuerzo por optimizar la economía en la recuperación de calor. El problema de síntesis de redes de intercambio de calor de aplicación industrial es muy complejo e involucra problemas de naturaleza combinatorial en el intercambio entre corrientes calientes y frías para mejorar la recuperación de calor en un proceso.

Los principales desarrollos e investigaciones para la síntesis de redes han progresado en dos líneas diferentes. Una se basa en principios termodinámicos y reglas heurísticas, donde el diseñador sintetiza la red en forma manual. La otra línea, se basa en métodos matemáticos como la programación lineal o no lineal.

En este trabajo se utilizaron reglas heurísticas para llevar a cabo la optimización de la red de intercambio de calor, por medio del método de áreas. Las reglas heurísticas que se tomaron en cuenta son las siguientes:

- Para un intercambiador de calor no especificado, debe existir un mínimo acercamiento de temperaturas entre las corrientes, para procesos criogénicos el acercamiento de temperaturas recomendadas se encuentra en un intervalo de 5 a 8°F.
- De acuerdo con el mínimo acercamiento de temperaturas se propone que el intercambio de la corriente más fría de las corrientes frías se haga con la corriente más fría de las calientes o bien la corriente más caliente de las calientes con la más caliente de las frías.
- Se propone que el intercambio de calor se haga con corrientes de flujos del mismo orden, es decir que su diferencia no sea menor a una relación de 1/12.
- Una corriente de proceso no pueden intercambiar calor dos veces con la misma corriente.

Quando un intercambio de calor no se puede llevar a cabo por cruce de temperaturas, por ejemplo, es conveniente cambiar la topología. También se pueden dividir los flujos para hacer posible el intercambio térmico.

La metodología a seguir para este tipo de síntesis de redes de intercambio de calor es la siguiente:

1. Se elabora una tabla donde se muestren los datos disponibles de cada corriente para el intercambio, es decir, el número de corriente, temperaturas de entrada y salida, flujo másico (W), capacidad calorífica (C_p) y el producto de $W * C_p$.
2. Se fija un acercamiento mínimo de temperaturas, de acuerdo con lo mencionado anteriormente.

3. Se elabora un gráfico en donde el eje vertical corresponde a la temperatura de las corrientes (Centrada y salida), el horizontal a el producto del flujo másico y la capacidad calorífica de cada corriente. La escala horizontal, así como la posición de las corrientes en dicha escala son arbitrarias.
4. Se proponen intercambios de calor entre las corrientes frías y calientes de acuerdo a las reglas heurísticas ya mencionadas y posteriormente se comprueba que el intercambio propuesto se pueda llevar a cabo sin que existe cruce de temperaturas y por último se afinaran los cálculos por medio del SIMPROC. Cada intercambio de calor establecido se representará en el gráfico elaborado en el punto anterior.
5. Finalmente se elabora un diagrama, en donde se muestre el arreglo final de la red indicando la temperatura de entrada y salida para cada intercambio aceptado.

A continuación se describe la secuencia de cálculo para la síntesis del sistema de transferencia de calor. El seguir una topología u otra significa con cual de las reglas heurísticas se inicia el trabajo. Se consideró una capacidad calorífica promedio para cada intercambio propuesto, posteriormente por medio del SIMPROC, que calcula la capacidad calorífica para cada variación de temperatura. Se verificó el intercambio obteniendo las temperaturas reales correspondientes a cada etapa. En la tabla 4.2.1 se muestran los datos requeridos para llevar a cabo la síntesis del intercambio térmico (Paso número 1 de la metodología).

De acuerdo con el punto número 2 el acercamiento mínimo de temperatura fijado es de 5°F.

SINTESIS DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR

TABLA 4.2.1 DATOS DE CORRIENTES DISPONIBLES PARA EL INTERCAMBIO TERMICO

	Temp entrada (°F)	Temp salida (°F)	Flujo mássico (LB/H)	Capacidad calorífica (BTU/LB°F)	Flujo mássico Cp (BTU/H°F)
8 A	95	-0.4	1 118 853	0.6646	743 589.7
9 A	95	-0.4	839 140	0.6646	557 692.44
12 A	95	-0.4	279 713	0.6646	185 897.26
17 B	-0.4	-47	807 842	0.8577	692 714.54
19 B	-0.4	-47	605 732	0.8577	519 536.34
18 B	-0.4	-47	201 911	0.8577	175 179.06
32 C	-76.42	-98.63	623 916	0.8196	511 360.73
41 D	-145	90	478 181	0.6421	307 040.02
46 E	-120.03	90	199 055	0.7132	141 966.3
42 F	-44.06	-25.84	543 226	0.6404	347 881.93

NOTA: La capacidad calorífica mostrada en la tabla

es un valor promedio.

TOPOLOGIA DE CORRIENTES FRIAS

En la figura 4.2.1 se indica la secuencia de intercambio entre corrientes frías y calientes, de acuerdo a la secuencia de la síntesis.

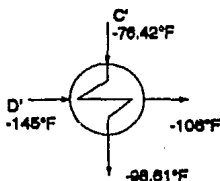
1. Se propone Intercambio de calor de C con D

$$Q_c = W C_p (T_{sal} - T_{ent}) = 511\,360.73 \cdot (-95.61 - (-76.42)) = -11\,347\,094.69 \text{ BTU/H}$$

$$Q_D = 307\,040.01 \cdot (90 - (-145)) = 72\,154\,440.72 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo D intercambia calor con parte de C.

$$T_{s_{D'}} = \frac{11\,347\,094.69}{307\,040.01} + (-145) = -108.04^\circ\text{F}$$



Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS C' ENT(32) = -76.42°F SAL(33) = -95.93°F

D' ENT(41) = -145°F SAL(50) = -81.42°F

$Q = 16\,264\,120 \text{ BTU/H}$

$LMTD = 19.32^\circ\text{F}$

Se puede observar que la corriente D' podrá enfriar a la corriente C' hasta una temperatura de -95.93°F , por consiguiente se propone el siguiente intercambio:

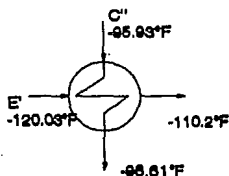
2. Se propone intercambio de calor de C'' con E

$$Q_c = W C_p (T_{sal} - T_{ent}) = 511\,360.73 \cdot (-95.61 - (-95.93)) = -1\,370\,446.77 \text{ BTU/H}$$

$$Q_e = 141\,966.03 \cdot (90 - (-120.03)) = 29\,792\,990.22 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo C'' intercambia calor con parte de E.

$$T_{e'} = \frac{1\,370\,446.77}{141\,966.03} + (-120.03) = -110.2^\circ\text{F}$$



Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS C'' ENT(33)=-95.93°F SAL(34)=-95.62°F

E' ENT(46)=-120.03°F SAL(47)=-100.93°F

Q=2 689 923 BTU/H

LMTD=11.26°F

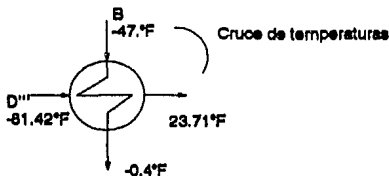
3. Se propone intercambio de calor de B con D''

$$Q_B = W C_p (T_{sal} - T_{ent}) = 692\ 714.54 \cdot (-47 - (-0.4)) = -32\ 280\ 497.72 \text{ BTU/H}$$

$$Q_{D''} = 307\ 040.2 \cdot (90 - (-81.42)) = 52\ 632\ 800.25 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo B intercambia calor con parte de D''.

$$T_{D''} = \frac{32\ 280\ 497.72}{307\ 040.2} + (-81.42) = 23.71^\circ\text{F}$$



Debido a que existe cruce de temperaturas en el intercambiador de calor, se propone dividir el flujo en una tercera parte de su flujo total

$$B_1 = 0.75 B = 0.75 \cdot 807\ 642 = 605\ 732 \text{ LB/H}$$

$$B_2 = 0.25 B = 0.25 \cdot 807\ 642 = 201\ 911 \text{ LB/H}$$

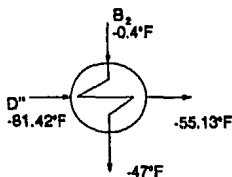
4. Se propone intercambio de calor de D'' con B₂

$$Q_{D''} = W C_p (T_{\text{sal}} - T_{\text{ent}}) = 307\,040.02 \cdot (90 - (-81.42)) = 52\,632\,800.25 \text{ BTU/H}$$

$$Q_{B_2} = 173\,179.06 \cdot (-47 - (-0.4)) = -8\,070\,144.415 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo B₂ intercambia calor con parte de D''.

$$T_{D''} = \frac{8\,020\,144.415}{307\,040.02} + (-81.42) = -55.13^\circ\text{F}$$



Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS B₂ ENT(18)=-0.4°F SAL(20)=-85.43°F

D'' ENT(50)=-81.42°F SAL(51)=-5.4°F

Q=20 253 170 BTU/H

LMTD=9.45°F

El calor que se puede aprovechar de la corriente 50, nos proporciona una temperatura más baja a la requerida, por el momento no se realizará el ajuste, hasta obtener resultados de la corriente 19.

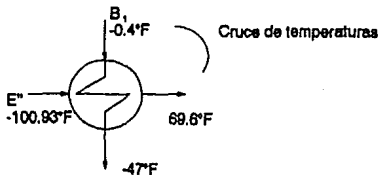
5. Se propone intercambio de calor de E' con B

$$Q_E = W C_p (T_{sal} - T_{ent}) = 141\,936.03 \cdot (90 - (-100.93)) = 27\,105\,573.34 \text{ BTU/H}$$

$$Q_B = 519\,536.34 \cdot (-47 - (-0.4)) = -24\,210\,393.28 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo B₁ intercambia calor con parte de E'.

$$T_{B_1} = \frac{24\,210\,393.28}{141\,968.03} + (-100.93) = 69.6^\circ\text{F}$$



El SIMPROC para este caso recomienda realizar un intercambio de calor anterior al propuesto, debido que no se cuenta con ninguna corriente de proceso más fría que satisfaga este requerimiento, se propone utilizar un servicio auxiliar de enfriamiento, que para este caso será propano. Después de realizar varias simulaciones, se llegó a la conclusión de que la temperatura de salida de la corriente de proceso, 19, sería -28°F , posteriormente esta corriente intercambiará calor alguna otra corriente de proceso.

Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS B₁ ' ENT (19) = -0.4°F SAL(21) = -28°F

ENT -0.0°F SAL -9°F

LMTD = 13.12°F

Q = 19 324 800 BTU/H

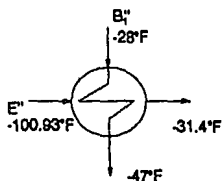
Se propone intercambio de calor de E" con B "

$$Q_E = W C_p (T_{sal} - T_{ent}) = 141\,966.03 * (90 - (-100.93)) = 27\,105\,573.34 \text{ BTU/H}$$

$$Q_B = 519\,536.34 * (-47 - (-28)) = -9\,871\,190.392 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo B, intercambia calor con parte de E".

$$T_{B_{E''}} = \frac{9\,871\,190.392}{141\,966.03} + (-100.93) = -31.4^{\circ}\text{F}$$



Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS B'' ENT(21)=-28°F SAL(22)=-38°F

E'' ENT(47)=-100.93°F SAL(48)=-33°F

Q=8 218 518 BTU/H

LMTD=22.68°F

De acuerdo con los resultados del SIMPROC, la corriente 21 no puede enfriarse hasta una temperatura de -47°F, pero si aprovechamos el calor que puede proporcionar la corriente 18, enfriando hasta -65.43°F, y mezclamos las dos corrientes, podemos obtener una temperatura de mezcla de -47°F.

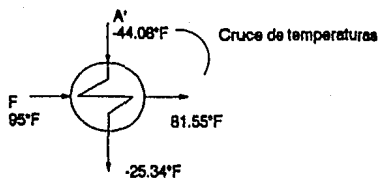
6. Se propone Intercambio de calor de F con A

$$Q_A = WC_p(T_{sal}-T_{ent}) = 743\,589.70 * (-0.4-95) = -70\,938\,458.17 \text{ BTU/H}$$

$$Q_r = 10\,000\,000 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo F intercambia calor con parte de A.

$$T_{sA'} = \frac{10\,000\,000}{743\,589.70} + 95 = 81.55^\circ\text{F}$$



Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS ENT (8)=95°F SAL(10)=81.29°F

No. pasos por los tubos y por la coraza=0.0

LMTD=0.0°F

Q=10 000 000 BTU/H

De acuerdo con los resultados anteriores, el intercambio no se puede llevar a cabo, por lo tanto se propone partir flujos y cambiar de regla heurística, a topología de corrientes calientes.

$$\text{Entonces: } A_1 = 0.75A = 1\,118\,853 * 0.75 = 839\,140 \text{ LB/H}$$

$$A_2 = 0.25A = (1\,118\,853 * 0.25) = 279\,713 \text{ LB/H}$$

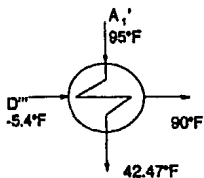
7. Se propone intercambio de calor de D''' con A

$$Q_{D'''} = W C_p (T_{sal} - T_{ent}) = 307\,040.02 \cdot (90 - (-5.4)) = 29\,291\,617.92 \text{ BTU/H}$$

$$Q_{A_1} = 557\,692.44 \cdot (-0.4 \cdot 95) = -53\,203\,859.16 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo D''' intercambia calor con parte de A₁.

$$T_{s_{A_1}} = \frac{-29\,291\,617.92}{557\,692.44} + 95 = 42.47^\circ\text{F}$$



Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS D''' ENT(51)=-5.4°F SAL(52)=90°F

A₁: ENT(9)=95°F SAL(10)=57.46°F

Q=25 246 270 BTU/H

LMTD=22.86°F

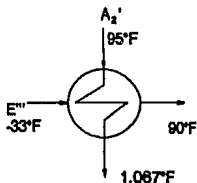
8.0 Se propone intercambio de calor de A_2 con E''

$$Q_{A_2} = W C_p (T_{sal} - T_{ent}) = 185\,897.26 \cdot (-0.4 \cdot 95) = -17\,374\,598.6 \text{ BTU/H}$$

$$Q_{E''} = 141\,968.03 \cdot (90 - (-33)) = 17\,461\,821.2 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo E'' intercambia calor con parte de A_2 .

$$T_{A_2} = \frac{-17\,461\,821.2}{185\,897.26} + 95 = 1.067^\circ\text{F}$$



Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS A_2 ENT(12)=95°F SAL(13)=37.15°F

E'' ENT(48)=-33°F SAL(49)=90°F

$Q=13\,896\,700 \text{ BTU/H}$

LMTD=24.67°F

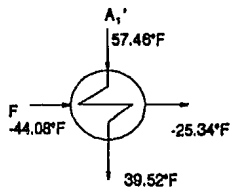
9.0 Se propone intercambio de calor de A_1' con F

$$Q_{A_1'} = W C_p (T_{sal} - T_{ent}) = 557\,842.444 * (-0.4 - 57.46) = -32\,288\,084.81 \text{ BTU/H}$$

$$Q_F = 10\,000\,000 \text{ BTU/H}$$

Por lo tanto todo F intercambia calor con parte de A_1' .

$$T_{s_{A_1'}} = \frac{-10\,000\,000}{557\,842.44} + 57.46 = 39.52^\circ\text{F}$$



Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS A_1' ENT(10)=57.46°F SAL(11)=44.58°F

F ENT(42)=-44.08°F SAL(43)=-25.84°F

$Q = 10\,000\,000 \text{ BTU/H}$

LMTD=22.86°F

10. Requerimientos de servicio auxiliar de enfriamiento, con propano.

Resultados del SIMPROC

TEMPERATURAS A₁ " ENT(11)=44.58°F SAL(15)=-0.4°F

Servicio auxiliar ENT=-9°F SAL=-9°F

Q=39 652 700 BTU/H

LMTD=24.59°F

TEMPERATURAS A₂ " ENT(13)=37.15°F SAL(14)=-0.4°F

Servicio Auxiliar ENT=-9°F SAL=-9°F

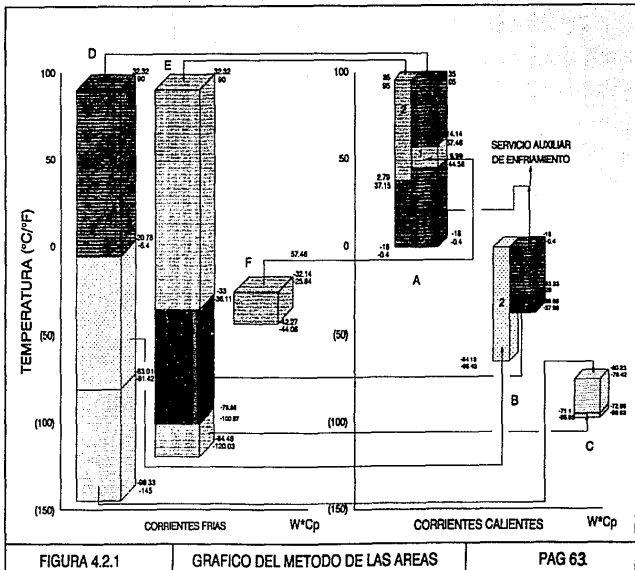
Q=11 183 910 BTU/H

LMTD=22.35°F

TOTAL DE SERVICIOS AUXILIARES DE ENFRIAMIENTO

Q=70 161 210 BTU/H

En la figura 4.2.2 se muestra el arreglo de cambiadores de calor propuesto, a partir de la síntesis de intercambio de calor.



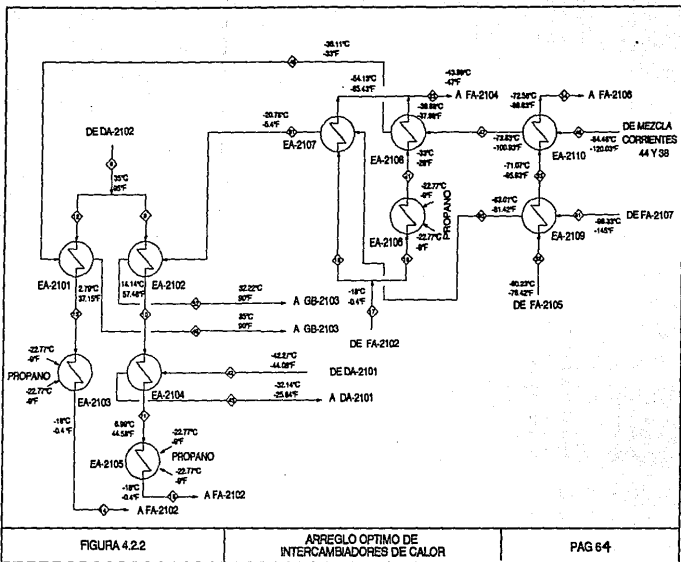


FIGURA 4.2.2

ARREGLO OPTIMO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

C A P I T U L O V
EVALUACION TECNICA DEL PROCESO PROPUESTO

EVALUACION TECNICA DEL PROCESO PROPUESTO

El análisis realizado para la optimización del proceso se tomaron en cuenta, principalmente dos aspectos, en primer lugar el sistema de separación incluyendo en este, la Torre Desmetanizadora DA-2101, llegando a las siguientes propuestas:

- * La corriente líquida del Tanque Separador FA-2104 y la proveniente del Separador FA-2102 se mezclan para ser alimentadas al Tanque Separador FA-2103. La posición de este tanque se modifica a horizontal.
- * La corriente gaseosa del Tanque Separador FA-2103 se alimenta al Tanque Separador FA-2105.
- * Se adiciona un Tanque Separador FA-2108 a la corriente proveniente de la expansión del líquido del Tanque Separador FA-2106.
- * La corriente gaseosa del Tanque Separador FA-2108 se mezcla con la corriente de productos de domo de la Torre Desmetanizadora.
- * A la Torre Desmetanizadora se le disminuye su número de platos de 30 a 26.

En segundo término, para el Sistema de Transferencia de Calor se propuso una nueva red de intercambio de calor, la cual disminuye la cantidad de equipos en dos intercambiadores y los consumos de servicios auxiliares.

Este estudio nos conduce a realizar una evaluación técnica del proceso que involucra la descripción del proceso, el balance de materia y energía, así como el dimensionamiento preliminar del equipo; para posteriormente efectuar su análisis económico.

5.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PROPUESTO.

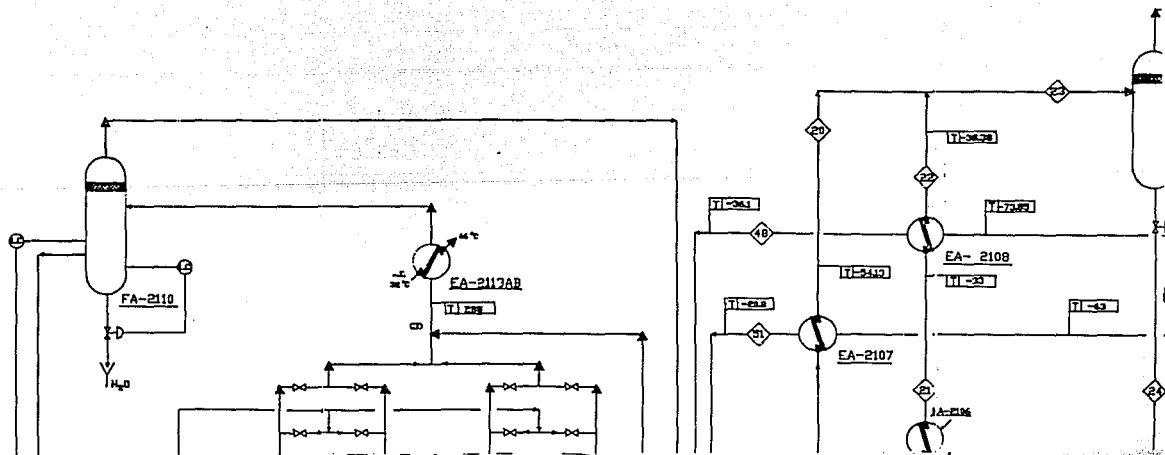
Para la optimización del proceso se tomó como base la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III, como ya se mencionó considerando las mismas características de los productos principales en cuanto a pureza y recuperación del gas residual y etano e hidrocarburos más pesados. Se diseñó para procesar 14.15 MMMCSD (500 MMPCSD) de gas dulce medidos a 20°C (68°F) y 1 Kg/cm²abs (14.22 lb/in²abs), proveniente de las Plantas de Tratamiento.

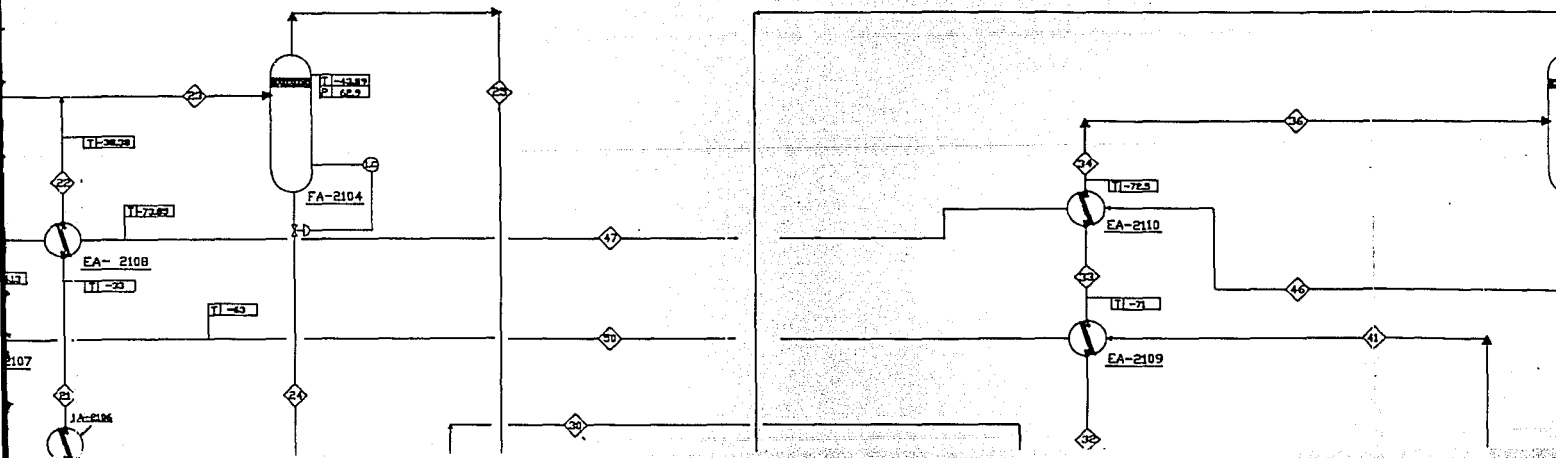
El proceso que se emplea es de tipo criogénico y con los siguientes sistemas: preenfriamiento, deshidratación, enfriamiento, desmetanización y recompresión del gas residual. Además cuenta con una sección de refrigeración auxiliar y de almacenamiento de licuables.

A continuación se describe la operación normal de cada una de las secciones mencionadas (a excepción del Sistema de Refrigeración y Almacenamiento de Licuables), según el Diagrama de Flujo de Proceso mostrado en la figura 5.1.

5.1.1 SISTEMA DE PREENFRIAMIENTO.

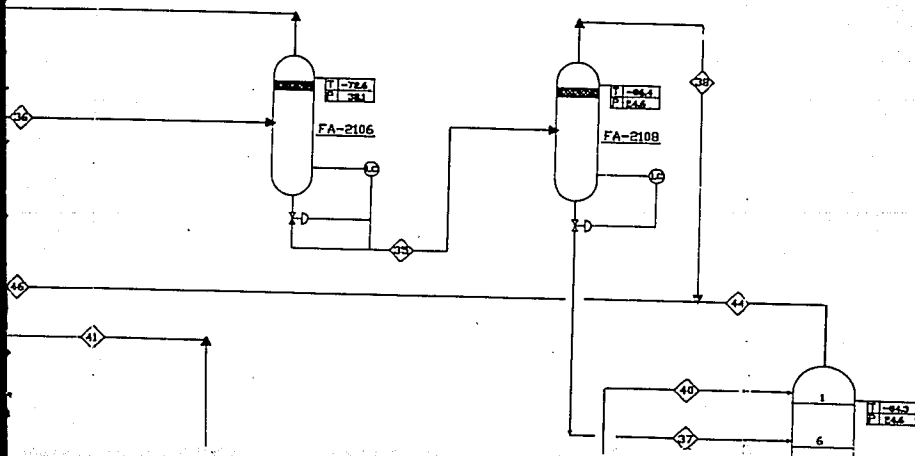
El gas dulce proveniente de la Planta de Tratamiento a 43°C (110°F) entra al Preenfriador del Gas de Carga con Agua EA-2115 AB donde se enfría hasta la temperatura de deshidratación de 35°C (95°F).





NOTAS 1

- 1- NORMALMENTE SIN FLUJO
- 2- LOS ANALISIS MOSTRADOS
- 3- LA TEMPERATURA INDICADA
- 4- FLUJO NOMINAL 1.7 GPM Y
- 5- LAS CONDICIONES DE PRESION Y TEMPERATURA DADAS EN Kg/cm² man. Y °C
- 6- EL FLUJO REQUERIDO PARA EL PROCESO EN LA PLANTA FRACCIONADORA
- 7- LOS BHP INDICADOS SON

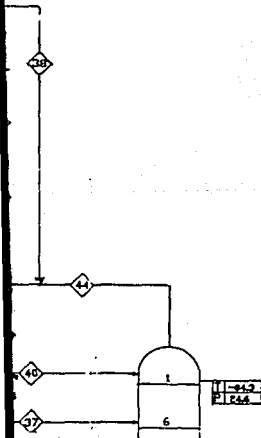


LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO
BA-2101	CALENTADOR DEL GAS DE REGENERACION
DA-2101	TORRE DESMETANIZADORA
DA-2102A-D	DES HIDRATADORES
EA-2101	1er. ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL
EA-2102	1er. ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL

NOTAS 1

- 1.- NORMALMENTE SIN FLUJO
- 2.- LOS ANALISIS MOSTRADOS SON BASE SECA
- 3.- LA TEMPERATURA INDICADA ES MAXIMA
- 4.- FLUJO MINIMO 1.7 GPM Y FLUJO MAXIMO 7.0 GPM
- 5.- LAS CONDICIONES DE PRESION Y TEMPERATURA ESTAN DADAS EN Kg/cm^2 abs. y $^{\circ}C$ RESPECTIVAMENTE
- 6.- EL FLUJO REQUERIDO PARA LA DILUCION DEL ETANO, EN LA PLANTA FRACCIONADORA, ES DE 16.77 MMPCSD.
- 7.- LOS SHP INDICADOS SON DE OPERACION



LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS</u>
BA-2101	CALENTADOR DEL GAS DE REGENERACION	12.38 X 1.13 MMOTU/H
DA-2101	TORRE DESMETANIZADORA	7', 9', 11'
DA-2102A-D	DESHIDRATADORES	11'-6" X 29'-6"
EA-2101	1er. ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL ALTA PRESION	13.90 X 1.03 MMOTU/H
EA-2102	1er. ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL BAJA PRESION	24'-7" X 1.03 MMOTU/H

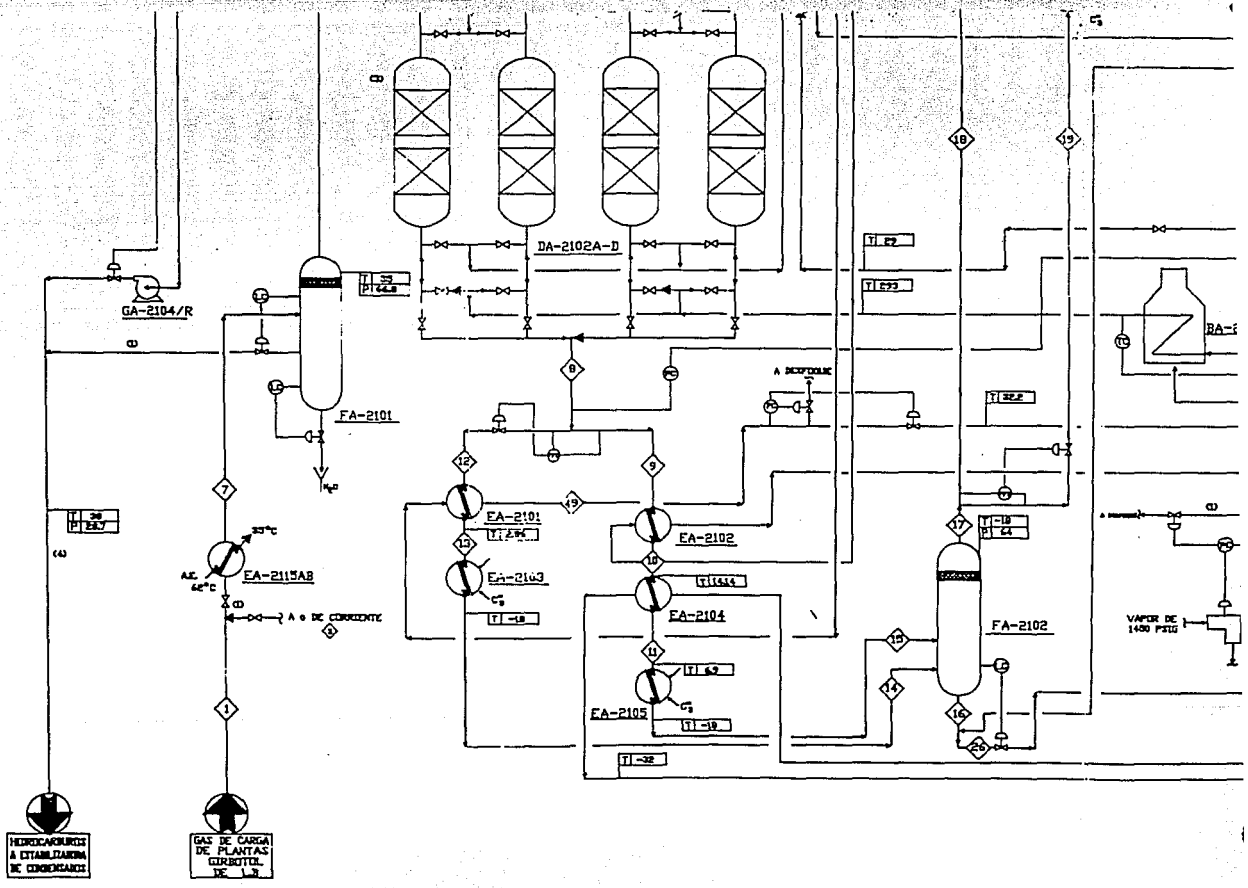
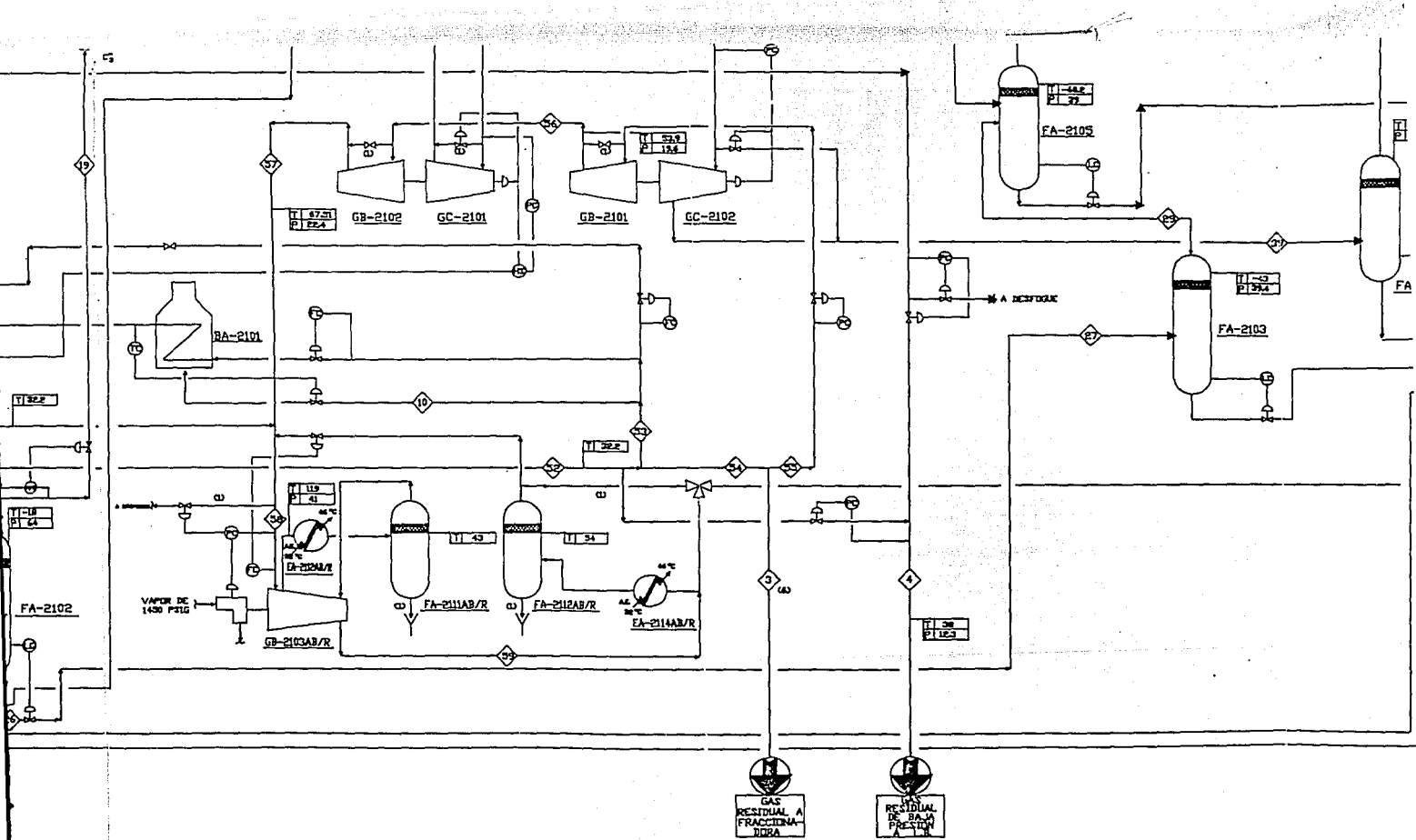
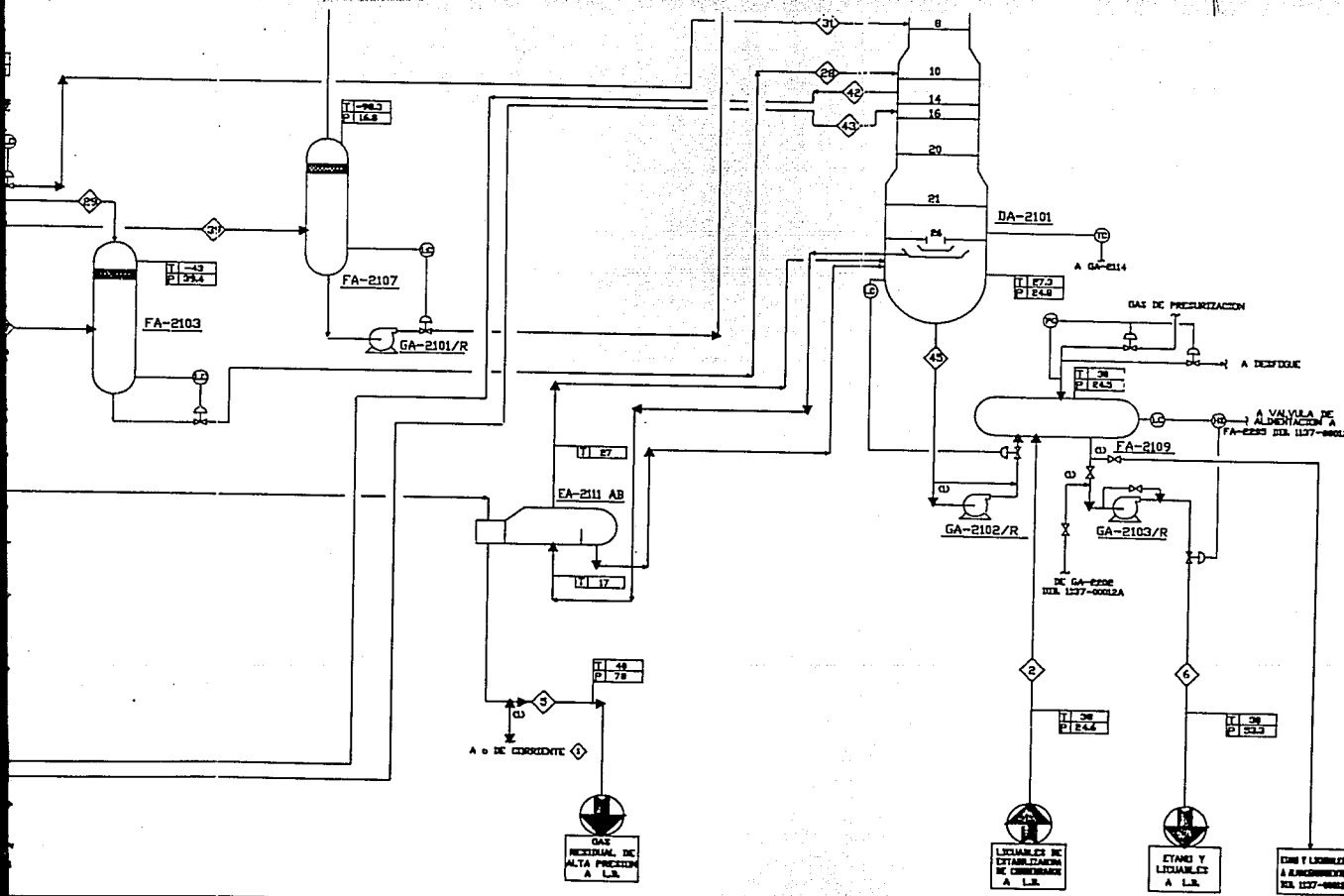


FIG. 5.1

DIAGRAMA FLUJO PROCESO, PLANTA



PROCESO, PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES III, COMPLEJO PETRO



- EA-2103 1er. ENFRIADOR CA
- EA-2104 1er. ENFRIADOR CA
- EA-2106 2do. ENFRIADOR CA
- EA-2107 3er. ENFRIADOR CA
- EA-2108 2do. ENFRIADOR CA
- EA-2109 3er. ENFRIADOR CA
- EA-2110 3er. ENFRIADOR CA
- EA-2111A/B 3er. ENFRIADOR CA
- EA-2112A/B/R INTERENFRIADOR CA
- EA-2113A/B ENFRIADOR DE GAS
- EA-2114A/B/R ENFRIADOR DE GAS
- EA-2115A/B/R PRE-ENFRIADOR DE GAS
- FA-2101 SEPARADOR DE GAS
- FA-2102 1er. SEPARADOR DE GAS
- FA-2103 1er. SEPARADOR DE GAS
- FA-2104 2do. SEPARADOR DE GAS
- FA-2105 2do. SEPARADOR DE GAS
- FA-2106 3er. SEPARADOR DE GAS
- FA-2107 3er. SEPARADOR DE GAS
- FA-2108 4er. SEPARADOR DE GAS
- FA-2109 TANQUE DE LICUACION
- FA-2110 SEPARADOR DE GAS
- FA-2111A/B/R TANQUE DE LICUACION
- FA-2112A/B/R TANQUE SEPARADOR DE GAS
- GA-2101/R BOMBA DE CARGA A L.B.
- GA-2102/R BOMBA DE FUNDOS A L.B.
- GA-2103/R BOMBA DE LICUACION A L.B.
- GA-2104/R BOMBA DE HIDROCARBUROS A L.B.
- CB-2101 1er. COMPRESOR DE GAS
- CB-2102 2do. COMPRESOR DE GAS
- GC-2101A/B/R 1er. COMPRESOR DE GAS
- GC-2101 1er. EXPANSOR
- GC-2102 2do. EXPANSOR

5.1.2 SISTEMA DE DESHIDRATACION.

El gas preenfriado a 35°C (95°F) y 66.8 Kg/cm²abs (950 lb/in²), entra al Separador de Gas de Alimentación FA-2101 (Tanque de Choque), donde se separa el líquido que haya sido arrastrado por el gas. Este líquido generalmente es agua, aunque algunas veces puede contener hidrocarburos que se han condensado, esta práctica evita deterioro prematuro del adsorbente. El agua es enviada al drenaje mientras que los hidrocarburos se envían a límites de batería.

El gas que sale de este separador entra a los Deshidratadores DA-2102 A-D, con el objetivo de eliminar el contenido de vapor de agua presente en esta corriente, mediante adsorción con un desecante. La deshidratación se lleva a cabo hasta lograr un punto de rocío de aproximadamente 35°C (95°F).

Esto se hace para evitar la formación de hielo e hidratos en líneas y equipos y con ello evitar los problemas inherentes a la presencia de los mismos. Los lechos de deshidratación de esta planta, fueron diseñados para trabajar 8 horas en adsorción y posteriormente ser regenerados; esta última operación requiere de 4 horas de calentamiento, utilizando gas residual a 293°C (550°F) proveniente del Calentador del Gas de Regeneración BA-2101, 3.5 horas de enfriamiento empleando gas residual a 29°C (85°F) proveniente del primer Enfriador de Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2102 y media hora para el ajuste de presión.

Cada lecho está constituido por dos secciones, la parte superior contiene alúmina H-151 de alta capacidad de adsorción y la inferior, mallas moleculares que dan el punto de rocío requerido. El secado se lleva a cabo en dos deshidratadores operando en paralelo, mientras que los otros son regenerados con gas residual seco.

5.1.3 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO.

El gas dulce deshidratado se divide en dos corrientes que se envían a un sistema de enfriamiento progresivo. Una de las corrientes se enfría con gas residual de alta presión en el Primer Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2101 hasta 2.88°C (37°F), en su segunda etapa con propano refrigerante en el Primer Enfriador Carga/Refrigerante EA-2103 hasta -18°C (-0.4°F) y se alimenta al Primer Separador de Gas Deshidratado FA-2102.

La otra corriente de gas dulce deshidratado se enfría con gas residual de baja presión en el Primer Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2102 hasta 14.14°C (57.46°F), por medio de la extracción de calor lateral de la Torre Desmetanizadora DA-2101 en el primer enfriador Carga/Extracción de calor de Desmetanizadora EA-2104 hasta -8.99°C (44.58°F) y por último en el Segundo Enfriador Carga/Refrigerante EA-2105 hasta -18°C (-0.4°F) y se alimenta al Primer Separador de Gas Deshidratado FA-2102.

El vapor que sale del Primer Separador de Gas Deshidratado FA-2102, se divide en dos corrientes que se envían a un segundo sistema de enfriamiento progresivo. Una de las corrientes pasa por el Segundo Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2107, de donde sale a -54.13°C (-65.43°F).

La otra parte del vapor que sale del Primer Separador Gas Deshidratado FA-2102 se enfría en el Tercer Enfriador Carga/Refrigerante EA-2106 hasta -33.3°C (-28°F) y a continuación en el Segundo Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2108 hasta -38.89°C (-38°F) y se une con la corriente proveniente del Enfriador EA-2107. La mezcla a -43.89°C (-47°F) y $69.9 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ (804.63 psig) se alimenta al Segundo Separador de Gas Deshidratado FA-2104.

El vapor separado en este recipiente se envía al Primer Expansor GC-2101, donde mediante una expansión hasta 39 Kg/cm²man (555 psig), se obtiene un enfriamiento adicional y una licuefacción parcial de hidrocarburos. El líquido que sale del Segundo Separador de Gas Deshidratado FA-2104, se une con el líquido proveniente del Primer Separador de Gas Deshidratado FA-2102.

La mezcla resultante a -30.8°C (-23.4°F) y 82.9 Kg/cm² (894.63 psig) se expande hasta 39 Kg/cm²man (560.4 psig) para alimentarse al Primer Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2103 a -43.14°C (-45.66°F). El líquido separado en este recipiente, se expande hasta 24.6 Kg/cm²man (350 psig) y -53.16°C (-63.69°F) y se alimenta al plato No. 10 de la Torre Desmetanizadora DA-2101.

El vapor que sale del Primer Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2103, junto con la mezcla líquido-vapor efluente del Expansor GC-2101 se alimentan a un Segundo Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2105. El líquido separado en este recipiente, se expande hasta 24.6 Kg/cm²man (350 psig) y -72.85°C (-99.12°F) y se alimenta al plato No. 8 de la Torre Desmetanizadora DA-2101.

El vapor que sale del Separador FA-2105 se enfría y condensa parcialmente en el Tercer Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2109 hasta -71.07°C (-95.93°F) y por medio del Tercer Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2110 hasta -72.57°C (-98.63°F) para alimentarse al Tercer Separador de Gas Deshidratado FA-2106 a 38.1 Kg/cm²man (542 psig).

El vapor efluente de este separador se envía al Segundo Expansor GC-2102, donde mediante una expansión hasta 16.8 Kg/cm²man (239 psig), se obtiene una licuefacción adicional. El efluente del expansor se alimenta al Tercer Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2107 a -98.33°C (-145°F).

El líquido separado en este recipiente se alimenta al plato No. 1 de la Torre Desmetanizadora DA-2101, a una presión de 24.6 Kg/cm²man (350 psig) y una temperatura de -98.43°C (-145.17°F) por medio de la bomba de carga a Desmetanizadora GA-2101/R. El vapor efluente del Separador FA-2107 a 16.8 Kg/cm²man (239 psig), constituye el gas residual de baja presión.

El líquido proveniente del Separador FA-2106 es alimentado al Cuarto Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2108 a -86.41°C (-123.54°F). El líquido separado en este recipiente se alimenta al plato No. 6 de la Torre Desmetanizadora DA-2101.

5.1.4 SISTEMA DE RECOMPRESION DEL GAS RESIDUAL.

El gas residual de baja presión 16.8 Kg/cm²man (239 psig) proveniente del Separador FA-2107 y el gas residual de alta presión 24.6 Kg/cm²man (349.9 psig) proveniente de la mezcla del vapor obtenido en el Tanque Separador FA-2108 y el efluente del Domo de la Torre Desmetanizadora DA-2101, se emplea en trenes de enfriamiento para aprovechar su capacidad de enfriamiento.

El gas residual de baja presión, intercambia calor en el Tercer Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2109, donde se calienta hasta -63.01°C (-81.42°F).

A estas condiciones pasa por el Segundo Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2107 saliendo a -20.78°C (-5.4°F) para alimentarse al Primer Enfriador Carga/Gas Residual Baja Presión EA-2102, de donde sale a 32.22°C (90°F).

Del total de la corriente de gas residual de baja presión (7.9 MMCSO ó 279 MMCSO) efluente del Enfriador EA-2102, se derivan las siguientes corrientes:

a) Un flujo de 1.35 MMMCSD (47.94 MMPCSD) de los cuales 0.011 MMMCSD (0.41 MMPCSD) se emplean para cubrir requerimientos de gas combustible en la planta, 0.67 MMMCSD (23.7 MMPCSD) se emplean para calentamiento y 0.67 MMMCSD (23.7 MMPCSD) para enfriamiento de los Deshidratadores DA-2102 A-D.

b) Un flujo de 6.405 MMMCSD (4.7 MMMCSD) se envía a la corriente de gas residual de baja presión a L.B.

c) Un flujo restante de 6.405 MMMCSD (226.21 MMPCSD), el cual se envía al Primer Compresor de Gas Residual GB-2101.

El flujo de gas residual que se envía al Primer Compresor de Gas Residual GB-2101, aumenta su presión hasta 19.56 Kg/cm²man (278.22 psig) y posteriormente entra al Segundo Compresor de Gas Residual GB-2102 para aumentar su presión hasta 22.42 Kg/cm²man (318.9 psig).

La corriente de gas para calentamiento aumenta su temperatura en el Calentador de Gas de Regeneración BA-2101, hasta 293°C (550°F) y se emplea en los Deshidratadores DA-2102 A-D para regenerar los lechos. La corriente de Gas Residual para enfriamiento, a una temperatura de 29°C (85°F), se envía al Deshidratador que está en el periodo de enfriamiento. Ambas corrientes de regeneración (gas de calentamiento y gas de enfriamiento) se unen a la salida de los deshidratadores para pasar por el Enfriador de Gas de Regeneración de Deshidratación EA-2113 AB donde se enfría la mezcla desde 288°C (550°F) hasta 38°C (100°F), para ser enviada al Separador de Gas de Regeneración FA-2110), donde el agua y los hidrocarburos que han condensado son enviados al drenaje y a límites de batería respectivamente. El gas efluente de este separador se envía como gas residual de baja presión a unirse con el gas residual proveniente del Primer Enfriador de Carga Gas Residual Baja Presión EA-2102, para ser enviado a 35.5°C (95.9°F) y 8.4 Kg/cm²man (120 psig), a L.B.

El gas residual de alta presión es utilizado para enfriar al gas de carga como ya se ha mencionado en la sección 3.3. De este gas después de salir del Primer Enfriador Carga/Gas Residual Alta Presión EA-2101, a una presión de $23.33 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ (331.9 psig) y 32.22°C (90°F) se separa una corriente de 9 MMPCSD (0.25 MMPCSD) que se envía a L.B. para regenerar los endulzadores de propano. El flujo restante de la corriente de gas residual de alta presión se une con la corriente de descarga de Segundo Compresor Gas Residual GB-2102 y se envían al Compresor Gas Residual Alta Presión GB-2103 AB/R, para comprimirse hasta una presión de $41.3 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ (587 psig) en su primer etapa y se envía al Interenfriador del Compresor Gas Residual Alta Presión EA-2112 AB/R para enfriarse a una temperatura de 43°C (110°F) y nuevamente entrar a la segunda etapa del compresor para alcanzar una presión de $78.145 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ (1111.43 psig) y temperatura de 100°C (374°F). Este gas es enfriado primeramente en el Rehervidor Torre Desmetanizadora EA-2111 AB de donde sale a 40°C (104°F) para ser enviado a Límites de Batería.

5.1.5 SISTEMA DE DESMETANIZACION.

La Torre Desmetanizadora DA-2101, opera a $24.6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ (350 psig) y está constituida por 28 platos del tipo de válvula necesarios para efectuar el fraccionamiento. El calor es suministrado por el Rehervidor Torre Desmetanizadora EA-2111 AB empleando la corriente de gas residual efluente del Compresor de Gas Residual Alta Presión GB-2103 AB/R.

En el Plato No. 14 de la Torre Desmetanizadora, se tiene una extracción lateral de $2'520,000 \text{ Kcal/h}$ ($10'000,000 \text{ BTU/h}$).

El producto de fondos de la Torre Desmetanizadora DA-2101 efluente del Rehervidor EA-2111 AB a 28°C (82.41°F) es enviado por medio de la Bomba GA-2102/R al Tanque de Licuables FA-2109. A este tanque llega también una corriente de licuables proveniente de la Endulzadora y Estabilizadora de Hidrocarburos Condensados. El producto Etano y Licuables de este tanque es enviado por medio de la Bomba de Licuables, GA-2103/R al ducto hacia Morelos.

El producto de domos de la Torre Desmetanizadora DA-2101 a -84.23°C (-119.6°F) se mezcla con el vapor efluente del Cuarto Separador de Carga a Desmetanizadora FA-2108, constituyendo el gas residual de alta presión a $24.6 \text{ Kg/cm}^2\text{man}$ (349.9 Psig) y -84.35°C (-119.86°F).

5.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA MOSTRADO A CONTINUACION SE OBTUVO A PARTIR DEL SIMULADOR DE PROCESOS SIMPROC.

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO
 PLANTA CRIOGENICA
 LOCALIZACION C.P.O. TABASCO I
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 CONVENIO UNAM
 FECHA 01 ABR. 1992 08:58:04
 HECRO POR CVV/IC35
 AP. P08

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SIMPROC-II

COEFICIENTE NO. (PASE)	1 VAP		2 LIQ		3 VAP		4 VAP		5 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
BIOX. CARBONO	78.482	0.150	6.554	0.259	0.147	0.036	1.803	0.036	15.720	0.045
ETANO	40856.590	76.560	0.218	0.010	399.365	97.716	4895.239	97.716	33785.690	97.106
ETANO	7304.817	13.960	167.871	0.577	9.134	2.235	111.966	2.235	904.888	2.028
PROPANO	3024.156	5.700	462.251	21.103	0.053	0.013	0.651	0.013	7.457	0.020
N-BUTANO	831.595	1.590	421.618	19.240	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-BUTANO	423.800	0.810	127.796	5.834	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	183.124	0.350	230.033	10.502	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-PENTANO	172.659	0.330	235.932	10.771	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	245.989	0.470	510.176	23.656	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	52321.000	100.000	2190.450	100.000	400.700	100.000	5009.660	100.000	34792.550	100.000
FLUJO TOTAL LB/E * KG/H	1118053.	507503.	136525.	61927.	6690.	3035.	82004.	37156.	572503.	259719.
TEMPERATURA ° C	109.40	43.00	100.00	30.00	90.00	32.22	100.40	30.00	103.99	39.99
PRESSION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	960.00	61.490	349.90	24.601	221.50	15.574	175.25	12.322	1114.00	78.325
PESO MOLECULAR*KG WATSON	21.304	10.031	62.327	13.551	16.369	19.469	16.369	19.469	16.457	19.454
DENS RELATIVA A 60 °F API	0.35077	211.095	0.59001	190.326	0.30207	395.650	0.30207	395.650	0.30361	334.550
GD A 60 °F	210603.9		15050.5		1513.0		10556.0		129250.5	
MMFCSO 60P, 1 KG/60P, 1ATM	500.000	476.536	20.333	19.950	3.905	3.722	47.074	45.620	332.491	316.000
DENS A 60 °F LB/FT3*G/CM3	4.1407	0.86546	36.0497	0.57746	0.6746	0.01001	0.5206	0.00047	3.4423	0.05514
GEN A P Y T			472.2							
PT/SGG A P Y T	74.913				2.755		43.009		46.204	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.8227		0.1049		0.9716		0.9706		0.8921	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	4260.93		-1700.05		4416.31		4523.52		4129.27	
ENTALPIA MBTU/H	222936.3		-3743.1		1004.9		22711.4		143660.0	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO
 PLANTA CRIOGENICA
 LOCALIZACION C.P.Q. TABASCO I
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 CONTRATO UNAM
 PBCBA 01 ABB. 1992 00.50.04
 HECHO POR CVV/ICJS
 AF. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SIMPROC-11

COMPONENTE	6 LIQ		7 VAP		8 VAP		9 VAP		10 NEZ	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
BIOX. CARBONO	45.987	0.349	70.482	0.150	70.482	0.150	58.661	0.150	58.661	0.150
METANO	12.920	0.890	40056.590	76.560	40056.590	76.560	30042.740	76.560	30042.740	76.560
ETANO	6364.385	40.235	7304.017	13.960	7304.017	13.960	5478.013	13.960	5478.013	13.960
PROPANO	3444.379	26.105	3024.156	5.700	3024.156	5.700	2260.117	5.700	2260.117	5.700
N-BUTANO	1239.502	9.394	031.905	1.590	031.905	1.590	623.920	1.590	623.920	1.590
I-BUTANO	542.103	4.109	423.000	0.810	423.000	0.810	317.850	0.810	317.850	0.810
N-PENTANO	404.908	3.069	103.124	0.350	103.124	0.350	137.343	0.350	137.343	0.350
I-PENTANO	400.107	3.032	172.659	0.330	172.659	0.330	129.495	0.330	129.495	0.330
N-HEXANO	740.060	5.609	245.900	0.470	245.900	0.470	104.432	0.470	104.432	0.470
TOTAL LB-MOL/H	13154.440	100.000	52321.040	100.000	52321.040	100.000	39240.700	100.000	39240.700	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	57007.7	250945.	1110053.	507503.	1110053.	507503.	839140.	300627.	839140.	300627.
TEMPERATURA T * C	86.00	30.00	95.00	35.00	95.00	35.00	95.00	35.00	95.00	35.00
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	750.10	53.302	954.00	67.076	934.45	65.711	934.45	65.701	920.45	65.279
PSO MOLECULAR*KG MUYSON	43.266	35.332	21.304	10.031	21.304	10.031	21.304	10.031	21.304	10.031
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.40403	160.356	0.35077	271.095	0.35077	271.095	0.35077	271.095	0.35077	271.095
BD A 60 F	0.86905		210603.9		210603.5		163952.9		163952.9	
MMPCSD 60P, 1 KG*60P, 1ATM	126.091	120.174	500.000	476.536	500.000	476.536	375.000	357.402	375.000	357.402
DENS A PVT LB/FT3*G/CM3	30.0000	0.49479	4.3295	0.06935	4.2236	0.06766	4.2236	0.06766	4.0070	0.07028
CPK A P Y T	2304.2									
PT3/SEG A P Y T			71.705		73.505		55.109			
VAPORIZACION MOLAR*PSO									0.96037	0.94083
FACTO COMPRESIBILIDAD	0.1049		0.0030		0.0073		0.0073			
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-431.54		4062.35		4000.95		4000.95		3437.49	
ENTALPIA METU/B	-5693.9		212546.6		213510.4		160139.5		134009.7	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO
 PLANTA CRIOGENICA
 LOCALIZACION C.P.Q. TABASCO I
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE
 CONTRATO UNAM
 FECHA 01 ABR. 1992 09:50:04

PLANTAS INDUSTRIALES
 HECHO POR CVVICJG
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SINPREC-II

COMPONENTE NO. (FAS)	11 MRE		12 VAP		13 MRE		14 MRE		15 MRE	
	LB-MOL/B	% MOL	LB-MOL/B	% MOL	LB-MOL/B	% MOL	LB-MOL/B	% MOL	LB-MOL/B	% MOL
COMPONENTE BIOX. CARBONO	58.861	0.150	19.620	0.150	19.620	0.150	19.620	0.150	58.861	0.150
METANO	30042.740	76.560	10014.250	76.560	10014.250	76.560	10014.250	76.560	30042.740	76.560
ETANO	5478.013	13.960	1826.004	13.960	1826.004	13.960	1826.004	13.960	5478.013	13.960
PROPANO	2268.117	5.780	756.039	5.780	756.039	5.780	756.039	5.780	2268.117	5.780
N-BUTANO	623.928	1.590	207.976	1.590	207.976	1.590	207.976	1.590	623.928	1.590
I-BUTANO	317.850	0.810	105.950	0.810	105.950	0.810	105.950	0.810	317.850	0.810
N-PENTANO	137.343	0.350	45.781	0.350	45.781	0.350	45.781	0.350	137.343	0.350
I-PENTANO	129.495	0.330	43.165	0.330	43.165	0.330	43.165	0.330	129.495	0.330
N-HEXANO	184.432	0.470	61.477	0.470	61.477	0.470	61.477	0.470	184.432	0.470
TOTAL LB-MOL/B	39240.780	100.000	13080.260	100.000	13080.260	100.000	13080.260	100.000	39240.780	100.000
PLUJO TOTAL LB/H * KG/H	839140.	380627.	279713.	126076.	279713.	126076.	279713.	126076.	839140.	380627.
TEMPERATURA P * C	44.58	6.99	95.00	35.00	37.15	2.86	-0.40	-10.00	-0.40	-10.00
PRESSION ESIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	922.45	64.057	934.45	65.701	928.45	65.279	922.45	64.057	916.45	64.436
PESO MOLECULAR*KG WATSON	21.384	10.031	21.384	10.031	21.384	10.031	21.384	10.031	21.384	10.031
DENS RELATIVA A 60 P*API BFD A 60 P	0.35077	271.095	0.35077	271.095	0.35077	271.095	0.35077	271.095	0.35077	271.095
	163952.9		54651.0		54651.0		54651.0		163952.9	
NRCCOD 68P, I KG*60P, IATK	375.000	357.402	125.000	119.134	125.000	119.134	125.000	119.134	375.000	357.402
DENS A PVT LB/PT3*G/CM3 PT3/SG A P T	5.1605	0.09266	4.2236	0.05765	5.4139	0.08672	6.0437	0.10963	6.7748	0.10852
			10.396							
VAPOSIACION MOLAR*PESO FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.94456	0.90120		0.0073	0.92765	0.07559	0.00039	0.71919	0.00992	0.72050
			0.0073							
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	3182.59		4080.95		3018.43		2163.51		2172.24	
ENTALPIA MBTU/B	124867.5		53379.0		39481.6		28299.2		85240.6	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO
 PLANTA CRIOGENICA
 LOCALIZACION C.P.O. TABASCO I
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CHAUTILAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 CONTRATO UNAM
 PRCSA 01 ABE. 1992 09.58.04

ESTA TESIS NO DEBE
 SALIR DE LA BIBLIOTECA

PLANTAS INDUSTRIALES
 SECHO POR CVV/IC3B
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SIMPROC-II

CORRIENTE NO. (PAGE)	16 H2Z		17 VAP		18 VAP		19 VAP		20 H2Z	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
BIOX. CARBONO	22.221	0.225	56.261	0.133	14.065	0.133	42.195	0.133	14.065	0.133
METANO	4386.002	44.469	35670.990	84.015	8917.748	84.015	26753.240	84.015	8917.748	84.015
ETANO	2310.245	23.423	4993.771	11.762	1240.443	11.762	3745.329	11.762	1240.443	11.762
PROPANO	1662.477	16.855	1361.679	3.207	340.420	3.207	1021.259	3.207	340.420	3.207
N-BUTANO	634.624	6.434	197.280	0.465	49.320	0.465	147.960	0.465	49.320	0.465
I-BUTANO	300.582	3.048	123.219	0.290	30.805	0.290	92.414	0.290	30.805	0.290
N-PENTANO	163.201	1.655	19.922	0.047	4.901	0.047	14.942	0.047	4.901	0.047
I-PENTANO	149.460	1.515	23.191	0.055	5.790	0.055	17.393	0.055	5.790	0.055
N-HEXANO	234.310	2.376	11.599	0.027	2.900	0.027	8.699	0.027	2.900	0.027
TOTAL LB-MOL/H	9863.130	100.000	42457.910	100.000	10614.400	100.000	31043.430	100.000	10614.400	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	311211.1	141163.	807642.	366340.	201911.	91585.	605732.	274755.	201910.	91585.
TEMPERATURA T * C	-0.40	-10.00	-0.40	-10.00	-0.40	-10.00	-0.40	-10.00	-65.43	-54.13
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	910.20	64.002	910.20	64.002	910.20	64.002	910.20	64.002	904.20	63.500
PMO MOLECULAR*KG WATSON	31.553	16.159	19.022	10.752	19.022	10.752	19.022	10.752	19.022	10.752
DENS RELATIVA A 60 P*API	0.42945	197.994	0.32764	300.372	0.32764	300.372	0.32764	300.372	0.32764	300.372
BPO A 60 F	49665.7		168930.1		42234.5		126703.6		42234.5	
KMPXCD 60P, 1 KG*60P, 1ATM	94.256	89.833	405.744	386.703	101.436	96.676	304.300	290.027	101.436	96.676
DENS A 60 P*PI/PI*KG/CM3	27.0956	0.44694	5.1061	0.00307	5.1061	0.00307	5.1061	0.00307	12.6931	0.20332
PT3/ERG A P Y T			43.259		10.015		32.444			
VAPORIZACION MOLAB*ERGO	0.00019	0.00011							0.35789	0.32863
FACTO COMPRESIBILIDAD			0.6084		0.6084		0.6084			
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-672.90		2044.31		2044.31		2044.31		931.79	
ENTALPIA MBTU/B	-6636.9		120763.6		98190.9		98572.7		9890.4	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO
PLANTA CRIOGENICA
LOCALIZACION C.P.Q. TABASCO I
CLINATE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
CONTRATO UMAM
FECHA 01 ABR. 1992 08:59:04
RECIBO POR CVV/ICJS
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SINPROC-II

CORRIENTE NO. (FASE)	21 MEX	22 MEX	23 MEX	24 MEX	25 VAP
COMPONENTE	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL
BIOX. CARBONO	42.195 0.133	42.195 0.133	56.261 0.133	19.788 0.225	36.473 0.188
METANO	26753.240 84.015	26753.240 84.015	35670.990 84.015	5749.041 65.384	29921.950 88.518
ETANO	3745.329 11.762	3745.329 11.762	4993.771 11.762	1921.677 21.828	3872.894 9.128
PROPANO	1021.259 3.207	1021.259 3.207	1361.679 3.207	818.183 9.294	543.496 1.615
n-BUTANO	147.968 0.465	147.968 0.465	197.288 0.465	154.583 1.756	42.697 0.127
I-BUTANO	92.414 0.290	92.414 0.290	123.219 0.290	91.181 1.036	32.838 0.095
n-PENTANO	14.942 0.047	14.942 0.047	19.922 0.047	17.827 0.203	2.095 0.006
I-PENTANO	17.393 0.055	17.393 0.055	23.191 0.055	28.237 0.230	2.954 0.009
n-HEXANO	8.699 0.027	8.699 0.027	11.599 0.027	11.033 0.125	0.567 0.002
TOTAL LB-MOL/H	31843.430 100.000	31843.430 100.000	42457.910 100.000	8883.550 100.000	33654.360 100.000
FLUJO TOTAL LB/S * KG/H	685732. 274755.	685731. 274755.	807E42. 366340.	204936. 92957.	682786. 273383.
TEMPERATURA F * C	-28.00 -33.33	-37.98 -38.88	-47.00 -43.89	-47.00 -43.89	-47.00 -43.89
PRESSION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	984.28 63.588	898.28 63.158	894.63 62.981	894.63 62.981	894.63 62.981
PRGO MOLECULAR*E WATSON	19.022 18.752	19.022 18.752	19.022 18.752	23.279 17.777	17.989 19.084
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.32764 300.372	0.32764 300.372	0.32764 300.372	0.36385 257.393	0.31692 314.586
SGD A 60 F	126703.6	126703.6	168938.1	38681.2	138336.9
KMPGD 60F, 1 KG*60F, 1ATM	384.388 290.027	384.388 290.027	485.744 386.783	84.130 80.182	321.614 306.521
DENS A FT LB/FT3*G/CM3	6.3912 0.18238	7.8339 0.11267	7.8759 0.12616	22.5952 0.36194	6.4471 0.18327
FT3/SG A P Y T					25.968
VAPORIZACION MOLAB*PRGO	0.92884 0.89183	0.86539 0.82543	0.79265 0.74625	0.80053 0.80049	
FACTOR COMPRESIBILIDAD					0.5784
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	2237.45	1979.17	1713.97	-65.55	2179.61
ENTALPIA MBTU/H	71248.1	63823.5	72771.5	-577.1	73353.4
MODULO	2805	2805	2805	2805	2805

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO

PLANTA CRIOGENICA

LOCALIZACION C.P.Q. TABASCO I

CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUHTLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES

CONTRATO UNAM

FECEA 01 ABR. 1992 00:58:04

HECHO POR CVV/IC3S

AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SIMPROC-II

CORRIENTES NO. (PASE)	26 MEZ		27 MEZ		28 MEZ		29 MEZ		30 MEZ	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
DIOX. CARBONO	42.009	0.225	42.009	0.225	35.718	0.216	6.291	0.189	36.473	0.188
WTANO	10135.040	54.295	10135.040	54.295	5025.517	30.896	5109.529	88.917	29921.950	88.910
WTANO	4231.922	22.671	4231.922	22.671	3696.649	20.611	935.271	9.315	3072.094	9.128
PROPANO	2480.660	13.289	2480.660	13.289	2397.684	10.558	82.975	1.444	543.496	1.615
N-BUTANO	789.208	4.228	789.208	4.228	782.710	6.058	6.489	0.113	42.697	0.127
I-BUTANO	391.763	2.099	391.763	2.099	306.945	2.995	4.817	0.084	32.030	0.095
N-PENTANO	181.029	0.970	181.029	0.970	100.654	1.398	0.375	0.007	2.495	0.006
I-PENTANO	169.705	0.909	169.705	0.909	169.200	1.310	0.585	0.009	2.954	0.009
N-HEXANO	245.342	1.314	245.342	1.314	245.209	1.898	0.133	0.002	0.567	0.002
TOTAL LB-MOL/H	18666.680	100.000	18666.680	100.000	12920.290	100.000	5746.386	100.000	33654.368	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	516147. 234120.		516147. 234120.		413417. 187523.		102729. 46597.		682706. 273383.	
TEMPERATURA P * C	-23.42	-30.39	-45.66	-43.14	-63.68	-53.16	-45.66	-43.14	-80.86	-62.70
PERDION PSIC*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	894.63	62.901	560.40	39.402	350.00	24.600	560.40	39.402	554.70	39.001
DENS MOLUCULAR*KG WATSON	27.651	16.801	27.651	16.801	31.999	16.229	17.877	19.104	17.909	19.004
DENS RELATIVA A 60 P *API	0.40076	221.578	0.40076	221.578	0.42916	199.210	0.31647	315.619	0.31692	314.506
BPD A 60 P	88267.0		88266.9		66020.0		22247.0		130336.9	
NMPCSD 60F, 1 KG*60F, 1ATM	178.386	170.015	178.386	170.015	123.471	117.677	54.915	52.338	321.614	306.521
DENS I PYT LB/PT3*G/CM3	22.5674	0.36149	10.9378	0.17521	12.0515	0.20586	3.0073	0.04881	3.9821	0.05379
VAPORIZACION MOLAR*PSIG	0.07059	0.04688	0.30777	0.19898	0.16620	0.09230	1.00000	1.00000	0.09296	0.05561
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-387.89		-387.12		-1801.04		2792.42		2025.00	
ENTALPIA MBTU/H	-7240.7		-7226.3		-23269.9		16046.3		68183.6	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
 PLANTA CRIOGÉNICA
 LOCALIZACIÓN C.P.O. TASAQO 1
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

CONTRATO URAM
 FECHA 01 ABR. 1992 00:58:04

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 ENCARGO POR CVV/TC36
 AP. PON

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SERCA)

SIXPROC-II

CORRIENTE NO. (FASE)	31 MEX		32 VAP		33 MEX		34 MEX		35 MEX	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
BIOX. CARBONO	10.220	0.312	32.543	0.890	32.543	0.890	32.543	0.890	11.352	0.269
METANO	1777.716	54.312	33253.760	92.045	33253.760	92.045	33253.760	92.045	2978.203	70.526
NYANO	1009.934	30.855	2597.432	7.190	2597.432	7.190	2597.432	7.190	1049.605	24.855
PROPANO	394.040	12.063	231.623	0.641	231.623	0.641	231.623	0.641	172.555	4.086
N-BUTANO	43.375	1.325	5.011	0.016	5.011	0.016	5.011	0.016	5.383	0.127
I-BUTANO	38.692	0.938	6.163	0.017	6.163	0.017	6.163	0.017	5.519	0.131
N-PENTANO	2.394	0.073	0.076	0.000	0.076	0.000	0.076	0.000	0.074	0.002
I-PENTANO	3.308	0.101	0.152	0.000	0.152	0.000	0.152	0.000	0.148	0.004
N-HEXANO	0.695	0.021	0.005	0.000	0.005	0.000	0.005	0.000	0.005	0.000
TOTAL LB-MOL/H	3273.101	100.000	36127.570	100.000	36127.570	100.000	36127.570	100.000	4222.046	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	01521.	36917.	623915.	283003.	623915.	283003.	623915.	283003.	80094.	39559.
TEMPERATURA V ° C	-99.12	-72.85	-76.42	-60.23	-95.93	-71.07	-90.63	-72.57	-123.54	-86.41
PRESION PSIG*KG/CM2 MAX. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	350.00	24.600	554.70	39.001	548.70	38.579	541.90	38.101	350.00	24.600
PESO MOLECULAR* K WATSON	24.986	17.650	17.270	19.273	17.270	19.273	17.270	19.273	20.061	18.592
DENS RELATIVA A 60 °API	0.37290	247.362	0.31075	323.047	0.31075	323.047	0.31075	323.047	0.33933	285.494
BPD A 60 °F	14982.0		137601.1		137601.1		137601.1		17792.3	
KWPCSD 60F, 1 KG*60F, 1ATM	31.200	29.012	345.249	329.047	345.249	329.047	345.249	329.047	40.355	38.461
DENS A PIT LB/FT3*G/CM3	10.5000	0.16947	3.4148	0.05470	4.1502	0.06661	4.2314	0.06770	10.5195	0.16951
FT3/GWG A P Y Y			50.753							
VAPORIZACION MOLAR*PESO	0.19667	0.13204			0.90327	0.00142	0.00311	0.05000	0.17702	0.14002
FACTOR COMPRESIBILIDAD			0.7002							
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-1009.21		2442.08		1936.53		1064.01		-664.92	
ENTALPIA RBTU/H	-3565.2		80226.5		69961.9		67311.0		-2007.9	
MOULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO
 PLANTA CRIOGENICA
 LOCALIZACION C.P.Q. TABASCO I
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 CONTRATO URAM
 FECHA 01 ABR. 1992 08:58:04

HECHO POR CVV/ICJG
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SIMPROC-II

CORRIENTE NO. (FASE)	36 VAP		37 NEX		38 VAP		39 NEX		40 LIQ	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
BIOX. CARBONO	21.191	0.066	11.818	0.317	0.334	0.004	21.191	0.066	10.800	0.401
METANO	30275.560	94.894	2252.872	64.865	726.131	96.703	30275.560	94.894	1729.175	64.253
ETANO	1547.826	4.851	1825.739	29.544	23.866	3.170	1547.826	4.851	895.254	33.255
PROPANO	59.068	0.185	172.801	4.954	0.554	0.074	59.068	0.185	55.217	2.051
N-BUTANO	0.428	0.001	5.381	0.155	0.002	0.000	0.428	0.001	0.425	0.016
I-BUTANO	0.643	0.002	5.515	0.159	0.004	0.001	0.643	0.002	0.635	0.024
N-PENTANO	0.001	0.000	0.474	0.002	0.000	0.000	0.001	0.000	0.001	0.000
I-PENTANO	0.004	0.000	0.149	0.004	0.000	0.000	0.004	0.000	0.004	0.000
N-HEXANO	0.000	0.000	0.005	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	31904.720	100.000	3471.955	100.000	750.091	100.000	31904.720	100.000	2692.112	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	535020.	243044.	75689.	34332.	12405.	5627.	535020.	243044.	57640.	26145.
TEMPERATURA P * C	-98.63	-72.57	-123.54	-86.41	-123.54	-86.41	-145.00	-98.33	-145.17	-98.43
PRECION PSIC*KG/CM2 MAN.	541.30	30.101	350.00	24.600	350.00	24.600	239.00	16.804	350.00	24.600
(P. ATM = 14.7000 PSIA)										
PESO MOLECULAR* K WATSON	16.794	19.305	21.800	18.453	16.521	19.440	16.794	19.305	21.411	18.680
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.30651	330.153	0.34589	277.594	0.30418	332.690	0.30651	330.153	0.34001	284.181
BD A 60 F	119000.8		14997.1		2795.1		119000.8		11604.7	
KMPCSD 60F, 1 KG*60F, 1ATM	304.894	290.506	33.179	31.622	7.176	6.839	304.894	290.506	25.727	24.520
DENS A 60 F* LB/FT3*G/CM3	3.7203	0.85972	26.4297	0.42336	2.2500	0.83605	3.7203	0.82761	27.3839	0.43965
GR A P Y T									262.4	
FT3/SEG A P Y T	39.922				1.531					
VAPORIZACION MOLAR*FRSO			0.00005	0.00003			0.91562	0.89243		
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.6471				0.7421				0.9805	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	2108.41		-1298.24		2263.86		1900.44		-1615.46	
ENTALPIA KBTU/H	69020.7		-4507.4		16939.9		60000.3		-4349.0	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO
 PLANTA QUIMICA
 LOCALIZACION C.P.Q. TABASCO I
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUHTLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 CONTRATO UMAN
 PCRA 01 ABR. 1992 08:58:04
 HCCRO POR CVM/CJCS
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SIMPROC-11

COMBINANTE NO. (FASE)	41 VAP		42 KRT		43 KRT		44 KRT		45 LIQ	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
BIOX. CARBONO	18.391	0.036	89.953	0.558	89.953	0.558	7.405	0.066	69.351	0.541
METANO	28545.780	97.717	3939.994	24.459	3939.994	24.459	10726.120	95.729	56.964	0.511
ETANO	652.572	2.234	7117.684	44.186	7117.684	44.186	467.516	4.112	6168.061	55.243
PROPANO	3.051	0.013	3096.394	19.222	3096.394	19.222	3.746	0.033	3016.085	27.040
N-BUTANO	0.003	0.000	835.714	5.188	835.714	5.188	0.004	0.000	831.895	7.460
I-BUTANO	0.000	0.000	427.046	2.651	427.046	2.651	0.010	0.000	423.778	3.800
N-PENTANO	0.000	0.000	183.157	1.137	183.157	1.137	0.000	0.000	183.124	1.642
I-PENTANO	0.000	0.000	172.794	1.073	172.794	1.073	0.000	0.000	172.659	1.548
N-HEXANO	0.000	0.000	245.723	1.525	245.723	1.525	0.000	0.000	245.989	2.285
TOTAL LB-MOL/H	29212.610	100.000	16108.460	100.000	16108.460	100.000	11206.800	100.000	11350.750	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	478181.	216899.	537958.	244014.	537958.	244014.	186658.	84663.	441617.	200314.
TEMPERATURA T * C	-145.00	-98.33	-44.00	-42.27	-25.80	-32.11	-119.80	-81.33	81.19	27.33
PRESSION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	239.00	16.804	351.10	24.686	345.10	24.264	349.90	24.601	352.50	24.784
PSGO MOLECULAR* WATSON	16.369	19.470	33.396	16.381	33.396	16.381	16.655	19.419	39.684	15.847
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.36287	335.694	0.42974	197.766	0.42974	197.766	0.30525	332.855	0.46868	175.652
SPD A 60 F	180204.1		85792.6		85792.6		41906.6		65699.8	
MUCCED 60F, 1 KG*60F, 1ATM	279.167	266.066	153.939	146.714	153.939	146.714	187.096	182.071	186.561	181.560
DENS A FTY LB/FT3*G/CM3	1.5485	0.82408	26.8543	0.42817	15.5733	0.24946	2.2264	0.43566	28.7083	0.45974
CPK A P Y T									1918.4	
FT3/SRG A P Y T	85.781									
VAPORIZACION MOLAR*PSGO			0.02027	0.01161	0.10743	0.66546	1.00000	1.00000		
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.3942								0.8873	
ENTALPIA BSP. BTU/LB-MOL	2233.17		-2104.21		-1483.43		2299.37		-102.84	
ENTALPIA MBTU/H	65236.6		-33895.5		-23895.7		25768.6		-1146.7	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO
 PLANTA CRIOGENICA
 LOCALIZACION C.P.Q. TABASCO I
 CLINETA FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 CONTRATO URAN
 PKCBA 01 ABB. 1992 08:50:04

PLANTAS INDUSTRIALES
 HUBCO POR CONVICTOS
 AP. P08

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SIMPROC-II

CORRIENTE NO. (PASE)	46 HRI		47 VAP		48 VAP		49 VAP		50 VAP	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTES										
BIOX.CARBONO	7.739	0.065	7.772	0.065	7.772	0.065	7.772	0.065	10.512	0.036
ETANO	11454.250	95.790	11454.270	95.790	11454.270	95.790	11454.270	95.790	28533.070	97.716
ETANO	491.302	4.109	491.341	4.109	491.341	4.109	491.341	4.109	652.620	2.235
PROPANO	4.299	0.036	4.305	0.036	4.305	0.036	4.305	0.036	3.795	0.013
N-BUTANO	0.006	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-BUTANO	0.014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	11957.690	100.000	11957.690	100.000	11957.690	100.000	11957.690	100.000	29200.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	199055.	90290.	199055.	90290.	199055.	90290.	199055.	90290.	477900.	216000.
TEMPERATURA F * C	-120.03	-84.46	-100.93	-73.05	-33.00	-36.11	90.00	32.22	-01.42	-63.01
PERISION PSIG/KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	349.90	24.601	343.90	24.100	337.90	23.750	331.90	23.336	233.00	16.302
PRGO MOLECULAR*E WATSON	16.647	19.420	16.647	19.420	16.647	19.420	16.647	19.420	16.369	19.469
DENS RELATIVA A 60 F/API	0.30510	332.157	0.30510	332.156	0.30510	332.156	0.30510	332.156	0.30207	335.690
BPD A 60 F	44701.7		44701.6		44701.6		44701.6		100157.0	
MMPGD 60F, 1 KG*60F, 1ATM	114.272	100.910	114.272	100.910	114.272	100.910	114.272	100.910	279.046	265.951
DENS A PPT LB/PT3*G/CM3	2.2270	0.03569	1.9313	0.03103	1.4335	0.02296	1.0220	0.01637	1.1162	0.01700
PT3/SEG A P Y T			20.542		30.572		54.103		110.949	
VAPORIZACION MOLAR*PRGO	0.99999	0.99990								
FACTOR COMPRESIBILIDAD			0.0004		0.0942		0.9571		0.8949	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	2297.15		2522.20		3209.51		4371.67		2050.64	
ENTALPIA H20U/H	27460.6		30159.7		30370.4		52275.1		03472.3	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO
 PLANTA CRIOGENICA
 LOCALIZACION C.P.O. TABASCO I
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUANTITLÁN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 CONTRATO URAN
 FECHA 01 ABR. 1992 08:58.04

SECCO POR CVF/ICJ8
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SIC)

SIMPROC-II

CORRIENTE NO. (FASE)	51 VAP		52 VAP		53 VAP		54 VAP		55 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
BIOX. CARBONO	18.512	0.836	18.512	0.836	1.886	0.836	0.786	0.836	8.559	0.836
METANO	28533.879	97.716	28533.879	97.716	4901.982	97.716	23631.899	97.716	23231.728	97.716
ETANO	652.620	2.235	652.620	2.235	112.120	2.235	540.500	2.235	531.365	2.235
PROPANO	3.795	0.013	3.795	0.013	0.652	0.013	3.144	0.013	3.491	0.013
N-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	29288.880	100.000	29288.880	100.000	5816.560	100.000	24183.440	100.000	23774.740	100.000
PLUJO TOTAL LB/H * KG/H	477988.	216888.	477988.	216888.	82117.	37248.	395863.	179561.	389173.	176526.
TEMPERATURA F * C	-5.40	-20.78	98.00	32.22	98.00	32.22	98.00	32.22	98.00	32.22
PRESSION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.700 PSIA)	227.58	15.596	227.58	15.574	227.58	15.574	227.58	15.574	227.58	15.574
PRSG MOLECULAR*E WATSON (P. ATM = 14.700 PSIA)	16.369	19.469	16.369	19.469	16.369	19.469	16.369	19.469	16.369	19.469
DENS RELATIVA A 60 F*API BD A 60 F	0.38287	335.698	0.38287	335.698	0.38287	335.698	0.38287	335.698	0.38287	335.698
KMPCSD 68F, 1 KG*68F, 1ATK	180157.8		180157.8		18581.5		89516.3		88662.5	
DENS A PVT LB/PI3*G/CM3	279.846	265.951	279.846	265.951	47.948	45.698	231.186	228.261	227.281	216.538
DENS A PVT LB/PI3*G/CM3	0.8615	0.81388	0.6746	0.81881	0.6746	0.81881	0.6746	0.81881	0.6746	0.81881
PI3/SGG A P Y T	154.123		195.813		33.813		163.881		168.246	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.9448		0.9716		0.9716		0.9716		0.9716	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	3551.71		4416.31		4416.31		4416.31		4416.31	
ENTALPIA MBTU/H	183718.8		128956.3		22154.7		166881.6		184996.7	
MODULO	2885		2885		2885		2885		2885	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO
 PLANTA CRIOGENICA
 LOCALIZACION C.P.O. TABASCO I
 CLIENTE FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES
 CONTRATO UNAM
 FECHA 01 ABR. 1992 08:58:04
 SECCO POR CVT/ICJG
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (BASE SECA)

SINPROC-II

COMPONENTE	56 VAP	57 VAP	58 VAP	59 VAP
LB-MOL/H				
% MOL				
BIOX. CARBONO	0.559 0.836	0.559 0.836	15.720 0.045	15.720 0.045
METANO	23231.720 97.716	23231.720 97.716	33785.690 97.106	33785.690 97.106
ETANO	531.365 2.235	531.365 2.235	984.000 2.820	984.000 2.820
PROPANO	3.091 0.013	3.091 0.013	7.057 0.020	7.057 0.020
N-BUTANO	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000
I-BUTANO	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000
N-PENTANO	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000
I-PENTANO	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000
N-HEXANO	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000
TOTAL LB-MOL/H	23774.740 100.000	23774.740 100.000	34792.550 100.000	34792.550 100.000
PLUJO TOTAL LB/E * KG/H	389173. 176526.	389173. 176526.	572503. 259719.	572503. 259719.
TEMPERATURA F * C	129.00 53.89	153.51 67.51	133.20 56.22	230.65 114.01
PRESSION PSIG/CM2 MAN.	270.22 19.561	310.90 22.422	310.90 22.422	1120.00 70.747
(P. ATM = 14.7000 PSIA)				
PRSO MOL/ECULAR* K WATSON	16.369 19.469	16.369 19.469	16.457 19.454	16.457 19.454
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.30207 335.690	0.30207 335.690	0.30361 334.550	0.30361 334.550
RPD A 60 F	80062.5	80062.5	129250.5	129250.5
KMPCSD G/GP, 1 KG/GOP, 1ATM	227.201 216.530	227.201 216.530	332.491 316.000	332.491 316.000
DENS A PVY LB/PI3*G/CM3	0.7002 0.01250	0.8523 0.01365	0.8099 0.01426	2.5910 0.04150
PT3/SGO A P Y T	130.550	126.045	170.726	61.307
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.9720	0.9737	0.9696	0.9617
ENTALPIA KGP. BTU/LB-MOL	4751.57	4966.02	4770.35	5575.40
ENTALPIA KBTU/H	112967.3	118084.9	166251.1	193902.3
MODULO	2005	2005	2005	2005

5.3 DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE EQUIPO DE PROCESO

El equipo se dimensionó con el objeto de obtener sus características representativas para posteriormente efectuar la evaluación económica. El dimensionamiento preliminar sólo se aplicó a aquellos equipos que presentaron cambios en su carga y/o condiciones de operación (temperatura y presión).

5.3.1 SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR Y TANQUES DE BALANCE

A continuación se indica la secuencia de cálculo para el diseño preliminar de separadores líquido-vapor verticales.

SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR VERTICALES.

Segundo Separador de Gas Deshidratado FA-2104

Datos:

Presión de Operación = 62.901 Kg/cm²man = 894.63 psig

Temperatura de Operación = -43.89°C = -47°F

W_L = 204 936 lb/hr

W_v = 602 705 lb/hr

δ_L = 22.5952 lb/pie³

δ_v = 6.4471 lb/pie³

Cálculo de condiciones de diseño:

PRESION DE DISEÑO

P_d = 1.1 P_o

P_d = P_o + 30 psig (se selecciona la mayor)

P_d = 1.1 * 894.63 = 984.093 psig

P_d = 894.63 + 30 = 924.63 psig

TEMPERATURA DE DISEÑO

Intervalo de operación (°F)

< -20
-20 a 650
> 650

To (°F)

T_{min} = To
To + 25
T_{max} = To

Flujo volumétrico:

$$Q_L = W_L / (6L * 60) = 204.936 / (22.5952 * 60) = 151.16 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$Q_v = W_v / (6v * 60) = 602.706 / (6.4471 * 60) = 1558.1 \text{ pie}^3/\text{min}$$

Como $Q_v > Q_L$ la posición del tanque es vertical.

Velocidad del vapor:

$$V = 0.35 [(6L - 6v) / 6v]^{1/2} = 0.35 [(22.5952 - 6.4471) / 6.4471]^{1/2}$$

$$V = 0.554 \text{ pie/s}$$

Diámetro del recipiente:

$$D = [Q_v / (0.785 * V * 60)]^{1/2} = [1558.1 / (0.785 * 0.554 * 60)]^{1/2}$$

$$D = 7.73 \text{ pies} = 2.36 \text{ m}$$

Longitud del recipiente:

La longitud del recipiente se calcula por medio de la relación L/D óptima. En términos generales esta relación para cualquier tanque de proceso se encuentra en el intervalo de $1 \leq L/D \leq 5$.

Para fijar la altura del tanque se consideran los anchos de placa comercial: 4, 6, 8, 10 y 12 pies.

Para este caso el $L/D = 4$, por lo que $L = 4 * D$

$$L = 4 * 2.36 = 9.42 \text{ pies} = 2.87 \text{ m}$$

En la tabla 5.3.1.1 se mencionan los datos necesarios para el predimensionamiento de los separadores líquido-vapor y en la tabla 5.3.1.2 se muestran las características de diseño de estos equipos.

**TABLA 5.3.1.1 DATOS PARA DISEÑO PRELIMINAR DE
SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR Y TANQUES DE BALANCE**

CLAVE EQUIPO	TEMPERATURA (°F)	PRESION (PSIG)	FLUJO MASICO (LB/H)		DENSIDAD (LB/PIE ³)	
			LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR
FA-2101	95	950.0	1 254	1 118 853	62.64	4.22
FA-2102	-0.4	910.0	311 211	807 642	27.89	5.19
FA-2103	-45.66	560.4	413 417	102 729	30.66	3.05
FA-2104	-47.0	804.83	204 936	602 705	22.59	6.48
FA-2105	-76.84	554.7	81 521	623 915	26.33	3.41
FA-2106	-96.63	541.9	88 094	535 620	23.61	3.73
FA-2107	-145	239.0	57 640	478 181	27.31	1.55
FA-2108	-123.54	350.0	75 689	12 406	26.43	2.25
FA-2109	85	348.46	236 604	—	30.89	—
FA-2110	100.048	170.7	545.56	78 570	31.21	0.50

TABLA 5.3.1.2 CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE
SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR Y TANQUES DE BALANCE

CLAVE EQUIPO	TEMP. DISEÑO (°F)	TEMP. DISEÑO (°C)	PRES. DISEÑO (Kg/cm ²)	PRES. DISEÑO (psig)	Qv. LIQ (pulg ³ /min)	Qv. VAP. (pulg ³ /min)	POSICION	VEL. (pie/seg)	DIAMETRO (pie)	L/D (3)	LONGITUD (m)	LONGITUD (pies)	MATERIAL (2)	
FA-2101 (1)	154.6	67.0	77.5	1 069.43	0.3350	4 419.06	VERTICAL	1.5	2.58	8.48	—	6.17	16.97	A-285-C
FA-2102 (1)	-10.4	-23.8	70.37	1 001	185.94	2 665.53	VERTICAL	0.732	2.63	8.07	—	7.9	20.02	A-285-C
FA-2103	-45.06	-45.14	43.3	618	224.74	561.86	VERTICAL	1.053	1.019	3.36	6	0.0w	16.829	A-203-C
FA-2104	-47.0	-45.88	60.10	884.1	151.16	1 658.1	VERTICAL	0.554	2.30	7.75	4	9.42	30.91	A-203-C
FA-2106	-76.84	-60.40	49.9	810.17	50.84	3 045.15	VERTICAL	0.92	2.56	8.4	6	12.76	41.90	A-203-C
FA-2108	-98.83	-72.67	41.9	566.1	62.19	2 365.3	VERTICAL	0.81	2.41	7.03	3	7.25	23.79	A-203-E
FA-2107	-145.0	-98.33	18.91	259	55.18	8 148	VERTICAL	1.43	2.687	8.75	2	8.33	17.5	A-203-E
FA-2106	-123.54	-66.41	27.068	385	47.73	91.80	VERTICAL	1.147	0.30	1.3	6	1.97	6.5	A-203-E
FA-2106 (1)	124.88	51.6	32.7	465.06	311.4329	—	HORIZ.	—	3.06	12.90	—	18.80	62.0	A-205-C
FA-2110 (1)	375.44	190.8	18.9	240.36	0.2913	2 622.027	VERTICAL	2.7447	1.36	4.80	—	4.0	12.0	A-285-C
FA-2114B/R (1)	250.4	128	47.4	774.17	0.2913	2 797	VERTICAL	—	1.22	4.0	—	2.13	7.0	A-285-C
FA-2112A/R (1)	129.2	54	67.9	1250.2	0.2913	—	VERTICAL	—	1.22	4.0	—	2.13	7.0	A-285-C

NOTA (1) EQUIPOS NO DISEÑADOS

(2) MATERIAL DE ACEROO CON BICERRA Y ABRUAN^{(1)B}

(3) L/D DE ACEROO AL DISEÑO DE LA PLANTA ORIGINAL

5.3.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para el diseño de los intercambiadores de calor se consideraron los datos proporcionados por el SIMPROC. Las características de cada uno de los intercambiadores de calor, se muestran en la tabla 5.3.2.1.

Para el coeficiente total de transferencia de calor (U) se tomó un valor promedio dentro del intervalo recomendado por Kern D.⁽¹⁸⁾

**TABLA 5.3.2.1 CARACTERISTICAS DE DISEÑO
DE INTERCAMBIADORES DE CALOR**

CLAVE EQUIPO	PRESION DE DISEÑO (PSIG)	CARGA TERMICA (KCAL/S)	LMTD (°F)	COEF. TRANS. Q (BTU/H ² °F)	AREA (A=Q/(LMTD*U) (ft ²))	TIPO	MATERIAL (B) TUBOS	MATERIAL (B) CORAZA			
EA-2101	72.3	1027.9	3 501 963	13 690 700	24.87	56 (2)	2 941	9 712	CEN	SA-172	SA-516-70
EA-2102	72.3	1027.9	3 362 000	25 249 270	22.99	56 (2)	6 904	19041	CEN	SA-172	SA-516-70
EA-2103	71.8	1021.3	2 818 345	11 183 910	22.35	56 (2)	2 690	8 823	CKN	SA-334-3	BA-516-70
EA-2104	71.8	1021.3	2 620 000	10 000 000	22.26	56 (2)	2 299	7 542	CEN	SA-334-3	SA-202-E
EA-2105	71.34	1014.7	3 302 480	30 652 700	24.59	56 (2)	6 474	27 803	CKN	SA-334-3	BA-516-70
EA-2106	70.4	1001.3	4 899 799	18 324 800	13.12	56 (2)	7 740	25 395	CKN	SA-334-3	SA-202-E
EA-2107	70.4	1001.3	5 103 799	20 250 170	9.45	56 (2)	11 293	39 952	CEN	BA-332-3	BA-202-E
EA-2108	69.24	994.7	2 071 000	8 218 518	22.38	56 (2)	1 675	8 193	CEN	SA-334-3	SA-202-E
EA-2109	42.9	810.2	4 602 556	18 294 120	19.3	56 (2)	4 973	19 319	CEN	SA-334-3	BA-202-E
EA-2110	42.44	803.6	877 561	2 999 923	11.23	56 (2)	1 245	4 112	CEN	BA-334-3	BA-202-E
EA-2111	66.82	1232	12 078 251	50 314 010	66.3	134	1 337	4 399	BKN	SA-172	BA-516-70
EA-2112 AB/R (1)	47.3	650	12 791 620	50 780 000	53.9	80.3	1 665	8 463	CEM	SB-11-443	SA-516-70
EA-2113 AB (1)	22.5	320	9 174 000	24 600 000	110.4	68.85	1 153	3 784	CGM	SB-11-715	SA-516-70
EA-2114 AB/R (1)	67.8	1250	9 689 320	36 080 000	89.56	80	2 047	8 717	CEN	SB-11-413	BA-516-70
EA-2115 AB (1)	77.9	1190	3 967 107	11 734 560	7.25	80.9	8 073	19 625	CEM	SB-111-443	BA-516-70
BA-2101 (1)	—	—	3 119 700	12 300 000	—	—	—	—	—	SA-336 PI TUB. HORIZ.	SA-109 TUB. VERT.

NOTA (1): EQUIPO NO DISEÑO
(2): RECOMENDADO POR KERN™
(3): DE ACUERDO CON ASTM-300

5.3.3 TORRE DESMETANIZADORA

El diseño hidráulico de la torre se realizó por medio de un paquete de computación PLATIMP que diseña platos tipo válvula. Se tomaron de referencia los platos en donde el cambio de flujo es apreciable, (1, 4, 5, 10, 11 y 13) para poder determinar el diámetro de la torre. Los resultados obtenidos se encuentran en las tablas 5.3.3.1 o 5.3.3.6. Como se puede observar la torre tiene tres diámetros, de 7 pies, que corresponde del plato 1 al 8, de 9 pies para los platos 9 al 20 y de 11 pies para los platos 21 al 26.

CALCULO DE LA ALTURA

Para determinar la altura de la torre se emplearon los criterios propuestos en el manual cuatro del IMP.⁽¹²⁾

Datos:

Sección	Superior	Intermedia	Inferior
No. platos	8	12	6
Espaciamiento entre platos (pulg)	24	24	24
No. pasos	1	2	3
Diámetro Torre (pies)	7	9	11
Diámetro Boquilla de fondos (pulg)			10 (1)

NOTA (1):

El diámetro fue calculado por medio del programa para dimensionamiento de líneas a una fase (elaborado en el Instituto Mexicano del Petróleo), los resultados se muestran en la tabla 5.3.3.7.

 TABLA 5.3.3.1 PLATOS TIPO VALVULA

PLATO No.1

DATOS DE PROCESO:

LIQUIDO DEL PLATO LPM (GPM)	521 (287.98)
DENSIDAD DEL LIQUIDO G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.4214 (26.308)
TENS. SUPERFICIAL DINAS/CM	5.52
VAPOR AL PLATO M ³ /SEG (PIES ³ /SEG)	41.078 (24.127)
DENSIDAD VAPOR G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.035 (2.1858)
FACTOR DE ESPUMA	0.80
TIEMPO DE RESID. BAJANTES, SEG	5.0

 DATOS CONFIGURACIONALES:

DIAMETRO DEL PLATO M (PIES)	2.135 (7.0)
AREA DE BURBUJEO TOTAL M ² (PIES ²)	2.91 (31.328)
NUMERO DE PASOS	1
ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS CM (PULG)	60.98 (24.0)
ALTURA DEL VERTEDERO CM (PULG)	5.08 (2.0)
CLARO DE LA BAJANTE CM (PULG)	3.81 (1.5)
DENSIDAD DEL MATERIAL G/CM ³ (LB/PIE ³)	8.169 (510.0)

 TABLA 5.3.3.2 PLATOS TIPO VALVULA

PLATO No. 4

DATOS DE PROCESO:

LIQUIDO DEL PLATO LPM (GPM)	1488.5 (822.81)
DENSIDAD DEL LIQUIDO G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.4817 (28.825)
TENS. SUPERFICIAL DINAS/CM	7.18
VAPOR AL PLATO M ³ /SEG (PIES ³ /SEG)	41.076 (24.127)
DENSIDAD VAPOR G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.035 (2.1858)
FACTOR DE ESPUMA	0.80
TIEMPO DE RESID. BAJANTES, SEG	5.0

 DATOS CONFIGURACIONALES:

DIAMETRO DEL PLATO M (PIES)	2.135 (7.0)
AREA DE BURBUJE TOTAL M ² (PIES ²)	2.085 (22.418)
NUMERO DE PASOS	1
ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS CM (PULG)	60.96 (24.0)
ALTURA DEL VERTEDERO CM (PULG)	5.08 (2.0)
CLARO DE LA BAJANTE CM (PULG)	3.81 (1.5)
DENSIDAD DEL MATERIAL G/CM ³ (LB/PIE ³)	8.169 (510.0)

 TABLA 5.3.3.3 PLATOS TIPO VALVULA

PLATO No. 5

DATOS DE PROCESO:

LIQUIDO DEL PLATO LPM (GPM)	3959.0 (2188.25)
DENSIDAD DEL LIQUIDO G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.5107 (31.887)
TENS. SUPERFICIAL DINAS/CM	9.07
VAPOR AL PLATO M ³ /SEG (PIES ³ /SEG)	29.407 (17.271)
DENSIDAD VAPOR G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.0304 (1.8986)
FACTOR DE ESPUMA	0.80
TIEMPO DE RESID. BAJANTES, SEG	5.0

 DATOS CONFIGURACIONALES:

DIAMETRO DEL PLATO M (PIES)	2.745 (9.0)
AREA DE BURBUJEO TOTAL M ² (PIES ²)	1.1767 (18.99)
NUMERO DE PASOS	2
ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS CM (PULG)	60.96 (24.0)
ALTURA DEL VERTEDERO CM (PULG)	3.81 (1.5)
CLARO DE LA BAJANTE CM (PULG)	6.35 (2.5)
DENSIDAD DEL MATERIAL G/CM ³ (LB/PIE ³)	8.169 (510.0)

 TABLA 5.3.3.4 PLATOS TIPO VALVULA

PLATO No.10

DATOS DE PROCESO:

LIQUIDO DEL PLATO LPM (GPM)	4582.3 (25588.0)
DENSIDAD DEL LIQUIDO G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.4834 (30.179)
TENS. SUPERFICIAL DINAS/CM	6.14
VAPOR AL PLATO M ³ /SEG (PIES ³ /SEG)	36.075 (24.190)
DENSIDAD VAPOR G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.0388 (2.4232)
FACTOR DE ESPUMA	0.80
TIEMPO DE RESID. BAJANTES, SEG	5.0

 DATOS CONFIGURACIONALES:

DIAMETRO DEL PLATO M (PIES)	2.745 (9.0)
AREA DE BURBUJEO TOTAL M ² (PIES ²)	2.028 (21.801)
NUMERO DE PASOS	3
ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS CM (PULG)	60.96 (24.0)
ALTURA DEL VERTEDERO CM (PULG)	3.08 (2.5)
CLARO DE LA BAJANTE CM (PULG)	3.08 (2.5)
DENSIDAD DEL MATERIAL G/CM ³ (LB/PIE ³)	8.169 (510.0)

 TABLA 5.3.3.5 PLATOS TIPO VALVULA

PLATO No.11

DATOS DE PROCESO:

LIQUIDO DEL PLATO LPM (GPM)	5350.92 (2957.54)
DENSIDAD DEL LIQUIDO G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.467 (29.136)
TENS. SUPERFICIAL DINAS/CM	5.0
VAPOR AL PLATO M ³ /SEG (PIES ³ /SEG)	44.09 (25.899)
DENSIDAD VAPOR G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.042 (2.6766)
FACTOR DE ESPUMA	0.80
TIEMPO DE RESID. BAJANTES, SEG	5.0

 DATOS CONFIGURACIONALES:

DIAMETRO DEL PLATO M (PIES)	3.355 (11.0)
AREA DE BURBUJEO TOTAL M ² (PIES ²)	3.407 (11.0)
NUMERO DE PASOS	3
ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS CM (PULG)	60.96 (24.0)
ALTURA DEL VERTEDERO CM (PULG)	3.81 (1.5)
CLARO DE LA BAJANTE CM (PULG)	3.81 (1.5)
DENSIDAD DEL MATERIAL G/CM ³ (LB/PIE ³)	8.169 (510.0)

 TABLA 5.3.3.6 PLATOS TIPO VALVULA

PLATO No.13

DATOS DE PROCESO:

LIQUIDO DEL PLATO LPM (GPM)	6165.6 (3407.8)
DENSIDAD DEL LIQUIDO G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.4508 (28.122)
TENS. SUPERFICIAL DINAS/CM	4.0
VAPOR AL PLATO M ³ /SEG (PIE ³ /SEG)	53.955 (31.692)
DENSIDAD VAPOR G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.0459 (2.8669)
FACTOR DE ESPUMA	0.80
TIEMPO DE RESID. BAJANTES, SEG	5.0

DATOS CONFIGURACIONALES:

DIAMETRO DEL PLATO M (PIES)	3.355 (11.0)
AREA DE BURBUJEO TOTAL M ² (PIES ²)	3.59 (38.63)
NUMERO DE PASOS	3
ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS CM (PULG)	60.96 (24.0)
ALTURA DEL VERTEDERO CM (PULG)	3.81 (1.5)
CLARO DE LA BAJANTE CM (PULG)	3.81 (1.5)
DENSIDAD DEL MATERIAL G/CM ³ (LB/PIE ³)	8.169 (510.0)

TABLA 5.3.3.7 DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS

PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES III

CONTRATO: TESIS

ELABORADO POR: CJV

DIMENSIONAMIENTO DE LA LINEA: SALIDA DE FONDOS DE DA-2101

DATOS:

FLUJO MASICO KG/HR (LB/HR)	200313 (441817)
FLUJO VOLUMETRICO LPM (GPM)	3470.9 (1018.4)
DENSIDAD G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.459 (28.7)
VISCOSIDAD CP	0.01

CRITERIO DE DIMENSIONAMIENTO:

CRITERIO DE DIAMETRO ECONOMICO

DIAMETRO ECONOMICO (PULG)	20.548 (8.90)
---------------------------	---------------

DIAMETRO SELECCIONADO:

DIAMETRO NOMINAL CM (PULG)	25.4 (10)
DIAMETRO INTERNO (PULG)	25.45 (10.02)

NUMERO DE REYNOLDS	2.78104 E + 7
--------------------	---------------

FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.0134
----------------------------	--------

CAIDA DE PRESION EN 100' KG/CM ² (PSIG)	0.021 (0.304)
--	---------------

VELOCIDAD M/SEG (PIES/SEG)	2.379 (7.8)
----------------------------	-------------

SECCION SUPERIOR

- La distancia recomendada entre el primer plato y la parte superior de la torre es de 36 pulg.
- Para mantenimiento se requiere un registro hombre de 18 pulg.
- Espaciamento total por platos

$$L = \text{Espaciamiento entre platos} \times \text{No. de platos}$$

$$L = 24 \text{ pulg.} \times 8 = 192 \text{ pulg.}$$

$$\text{Altura total} = 36 + 18 + 192 = 246 \text{ pulg.} = 6248 \text{ mm}$$

SECCION DE TRANSICION 1

La altura debido al cambio de diámetro está determinada por el ángulo de inclinación para la nueva sección. Para esta variación de diámetro, se recomienda un ángulo de 45° .

$$L = \text{tg } 45^\circ \times 12 = 12 \text{ pulg} = 305 \text{ mm.}$$

SECCION INTERMEDIA

- Altura por cambio de número de pasos

$$A = [\text{Espac. platos} + 6 \text{ pulg} + (\text{Espac. platos}/2)] - \text{Secc. Trans.}$$

$$A = 42 - 12 = 30 \text{ pulg.}$$

- Para mantenimiento, se requiere un registro de hombre de 18 pulg.
- Espaciamento total por platos

$$L = 12 \times 24 = 288 \text{ pulg.}$$

- Altura requerida para la extracción lateral esta dada por:

$$L = \text{Espac. platos} + 6 \text{ pulg} = 24 + 6 = 42 \text{ pulg.}$$

$$\text{Altura total} = 30 + 288 + 18 + 42 = 378 \text{ pulg} = 9661.2 \text{ mm}$$

SECCION DE TRANSICION 2

$$\text{Altura} = \text{tg } 45^\circ * 12 = 12 \text{ pulg} = 305 \text{ mm}$$

SECCION INFERIOR

- Altura por cambio de No. de pasos.

$$A = [2 * \text{Espac. platos} + 6] - \text{Secc. Trans. 2}$$

$$A = [2 * 24 + 6] - 12 = 42 \text{ pulg}$$

- Para mantenimiento se requiere un registro hombre de 18 pulg.
- Espaciamiento total por platos

$$L = 6 * 24 = 144 \text{ pulg.}$$

- Altura entre el nivel máximo y el último plato (figura S.3.3.1)

$$(A = F + K + B)$$

F = diám. boquilla + 6 + 8 ó 12 pulg, el que sea mayor

$$F = 10 + 6 + 8 = 24 \text{ pulg}$$

$$K = 6 \text{ pulg.} + (\text{diam. boquilla}/2) = 6 + 10/2 = 11 \text{ pulg.}$$

$$B = \text{Long. fondo de bajante} - 8 \text{ pulg.} = 55 - 8 = 47 \text{ pulg.}$$

$$A = 24 + 11 + 47 = 82 \text{ pulg.}$$

- Altura del nivel máximo al fondo de la torre, considerando un tiempo de residencia de 3 minutos.

$$\text{Flujo} = 1918.4 \text{ GPM}$$

$$\text{Diámetro} = 11 \text{ pies}^2$$

$$\text{Vol} = 1918.4 \text{ GPM} \times 5 \text{ min.} = 95.92 \text{ gal.} = 1 \ 282.2 \text{ pie}^3$$

$$\text{Volumen} = \text{Area} \times \text{Altura}$$

$$\text{Altura} = \text{Volumen} / \text{Area}$$

$$\text{Area} = C\pi \times D^2 / 4 = [\pi \times (11)^2] / 4 = 95.03 \text{ pies}^2$$

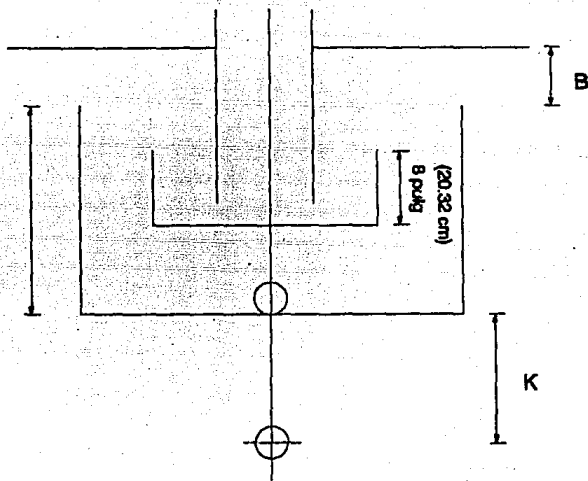
$$\text{Altura} = 1 \ 282.2 / 95.03 = 13.5 \text{ pies} = 162 \text{ pulg.}$$

$$\text{Altura total} = 30 + 18 + 144 + 82 + 162 = 436 \text{ pulg.} = 11 \ 075 \text{ mm}$$

$$\text{Altura total de la torre} = 6248 + 305 + 9081.2 + 305 + 11075$$

$$\text{Altura total de la torre} = 26 \ 994.2 \text{ mm}$$

En la figura 5.3.3.2 se muestra el esquema de la torre con sus dimensiones.



F (DIAM. BOQUILLA + 8 PULG. + 8 PULG.) O 12 PULG. EL QUE SEA MAYOR
 F (DIAM. BOQUILLA + 15.24 CM + 20.32 CM) O 30.48 CM EL QUE SEA MAYOR

K DEPENDE DE POSICION RELATIVA DEL REHERVIDOR Y DIMENSIONES DEL MISMO
 (8 PULG. + $d_s/2$) aprox. O (15.24 CM + $d_s/2$) aprox.

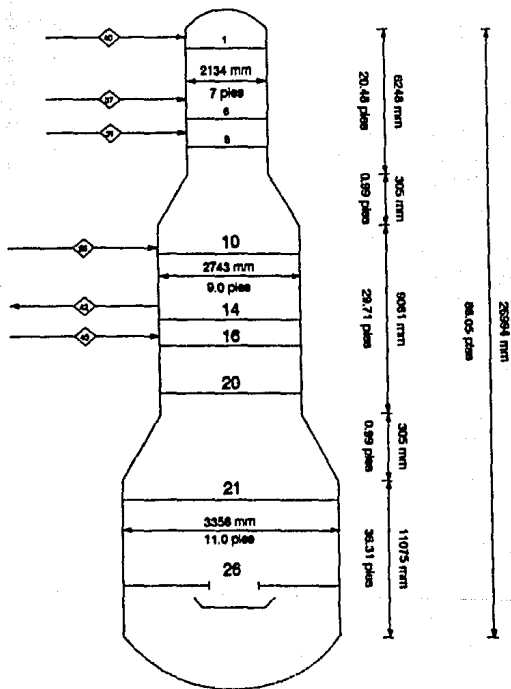


FIGURA 5.3.3.2

CARACTERISTICAS DE DISEÑO
TORRE DESMETANIZADORA

5.3.4 BOMBAS, COMPRESORES Y EXPANSORES

A continuación se describe el diseño preliminar de la Bomba de Carga a Desmetanizadora GA-2101/R:

Datos:

Flujo = 263.2 GPM

Presión de succión = 239 psig

Presión de descarga = 350 psig

CALCULO DE LA POTENCIA:

$$HP = (GPM \times \Delta P) / (1714 \times \eta_B \times \eta_m)$$

$$\eta_B = \left\{ \begin{array}{l} \text{TABLA 5.3.4.1} \\ \text{GPM} = 262.4 \end{array} \right. = 67.24\%$$

$$HP = (262.4 \times 150) / (1714 \times 0.6724) = 34.5 \cong 35 \text{ HP}$$

$$\eta_m = \left\{ \begin{array}{l} \text{TABLA 5.3.4.2} \\ \text{HP} = 34.5 \end{array} \right. = 89\%$$

$$HP = 35 / 0.89 = 39.3 \cong 40 \text{ HP}$$

En la tabla 5.3.4.3 se describen las características de bombas, expansores y compresores; estos dos últimos obtenidos por medio del SIMPROC.

TABLA 5.3.4.1
EFICIENCIA DE BOMBAS

CAPACIDAD		EFICIENCIA
(GPM)	(LPM)	(%)
10	18.09	12.23
20	36.18	26.26
30	54.28	33.58
40	72.37	38.44
50	90.46	42.68
60	108.56	46.26
70	126.65	48.94
80	144.74	50.44
90	162.83	51.79
100	180.92	53.75
200	361.85	63.57
300	542.77	69.59
400	723.7	73.13
500	904.62	75.36
1 000	1 809.24	80.00
2 000	3 618.5	82.68
3 000	5 427.74	84.29
4 000	7 236.99	85.36
5 000	9 046.24	86.62

TABLA 5.3.4.2
EFICIENCIA DE MOTORES

MOTOR (HP) (KW)		EFICIENCIA (%)	MOTOR (HP) (KW)		EFICIENCIA (%)
1	0.74	80	500	373	93
2	1.49	82	600	447	93
3	2.24	84	700	522	93
5	3.73	85	800	597	94
7.5	5.59	85	900	671	94
10	7.46	85	1 000	746	94
15	11.1	86	1 250	932	94
20	14.9	87	1 500	1 118	94
25	18.6	88	1 750	1 305	94
30	22.4	89	2 000	1 491	94
40	29.8	89	2 500	1 884	94
50	37.2	89	2 750	2 051	95
75	55.9	90	3 000	2 237	95
100	74.6	90	3 500	2 610	95
125	93.2	90	4 000	2 983	95
150	112	90	4 500	3 356	95
200	149	90	5 000	3 728	95
250	186	90

**TABLA 5.3.4.3 CARACTERISTICAS DE DISEÑO
DE BOMBAS, COMPRESORES Y EXPANSORES**

CLAVE DEL EQUIPO	NOMBRE DEL EQUIPO	POTENCIA (HP)/(KW)	EFICIENCIA (%)
GA-2101/R (1)	BOMBA DE CARGA A DESMETANIZADORA	40/30	90
GA-2102/R (1)	BOMBA DE FONDOS DE DESMETANIZADORA	56.35/42	94
GA-2103/R (1)	BOMBA DE LICUABLES	93/69	95
GA-2104/R (1)	BOMBA DE HIDROCARBU- ROS COADSORBIDOS	2.00/1.5	82
GB-2101	1er. COMPRESOR DE GAS RESIDUAL	3 130/2 234	70
GB-2102	2o. COMPRESOR DE GAS RESIDUAL	2 009/1 498	70
GB-2103 AB/R	COMPRESOR GAS REBI- DUAL ALTA PRESION	28 897/21 549	70
GC-2101	1er. EXPANSOR	2 029/1 513	70
GC-2102	2o. EXPANSOR	3 162/2 358	70

NOTA (1): EQUIPOS NO DISEÑADOS

5.3.5 DESHIDRATADORES

Los requerimientos de la etapa de deshidratación permanecen igual con respecto a la planta original, debido a que las características del gas natural de alimentación son las mismas, por lo tanto no se diseñaron. Sus características son las siguientes:

CLAVE DEL EQUIPO: DA-2102 A-D	
NOMBRE:	Deshidratadores.
NUMERO DE UNIDADES:	Cuatro
TEMPERATURA DE OPERACION:	35°C (95°F)
TEMPERATURA DE DISEÑO:	45°C (120.2°F)
PRESION DE OPERACION:	65.8 Kg/cm ² (950 psig)
PRESION DE DISEÑO:	77.4 Kg/cm ² (110.85 psig)
LONGITUD:	8.992 m (29.48 pies)
DIAMETRO:	3.505 m (11.49 pies)
MATERIAL:	Acero al carbón.

5.4 CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES

Para determinar el consumo de Servicios Auxiliares, sólo se calcularon los servicios que se modificaron al optimizar la planta (agua de enfriamiento para el intercambiador EA-2103, consumo de propano y vapor de alta).

5.4.1 AGUA DE ENFRIAMIENTO

DATOS:

$$Q = 45\ 512\ 980\ \text{BTU/H}$$

$$T_{\text{ent}} = 90^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{sal}} = 100.4^{\circ}\text{F}$$

$$C_p = 1\ \text{BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\delta = 64.2\ \text{lb/pie}^3$$

$$m = Q / (C_p * \Delta T) = 45\ 858\ 230 / (1 * (115-90)) = 1\ 834\ 249.2\ \text{lb/h}$$

$$m = 30\ 570\ \text{lb/min} = 3\ 562\ \text{GPM}$$

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 4.22 Kg/cm², 32.2°C (60 psig, 90°F)

CONDICIONES DE RETORNO: 2.04 Kg/cm², 46.1°C (29 psig, 115°F)

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO NORMAL	
		LPM	GPM
EA-2112 A-B/R	Interenfriador Compresor Gas Residual Alta Presión.	13 482	3 562
EA-2113 A-B	Enfriador de Gas de Regeneración de Deshidratación.	7 418	1 961

EA-2114	Enfriador de Gas de Re-		
A-B/R	circulación.	11 947	3 156
EA-2115	Preenfriador de Gas de		
A-B	Carga.	17 827	4 710
TOTAL		50 647	13 389

5.4.2 VAPOR MOTRIZ (ALTA PRESION)

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 102 Kg/cm², 440°C (1450 psig, 824°F)

CONDICIONES DE RETORNO: Vapor de media 45 Kg/cm², 346°C (840 psig, 655°F) y Condensado 3.5 Kg/cm², 60°C (50 psig, 140°F)

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO NORMAL	
		Kg/h	lb/h
GB-2103	Compresor Gas Residual Alta Presión.	259 003	571 000

El consumo de vapor motriz se calculó por medio del programa The Energy Analyst del Instituto Mexicano del Petróleo, los resultados se encuentran en las tablas 5.4.3.1 y 5.4.3.2.

5.4.3 GAS COMBUSTIBLE

CONDICIONES DE SUMINISTRO: Disponible del Gas Residual de la Planta a las condiciones de 15.5 Kg/cm², 29°C (220 psig, 85°F)

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO NORMAL		
		Kg/cm ²	Mm ³ /D	Mpie ³ /D
BA-2101	Calentador del Gas de Regeneración.	1.13	11.52	406.78

STEAM TURBINE PERFORMANCE

TURBINE SECTION No.1

1.	PROJECT	
2.	SECTION	
3.	RUN OR ID	
4.	INLET PRESSURE, KG/CM ² MAN (PSIA)	101.9 (1450)
5.	INLET TEMPERATURE °C (°F)	440 (824)
6.	EXIT PRESSURE KG/CM ² (PSIA)	45 (640)
7.	THERMAL (INTERNAL) EFF, %	85
8.	EXTERNAL EFFICIENCY, %	98
9.	EXIT AREA M ² (PIES ²)	0.93 (10)
10.	STEAM FLOW KG/HR (LB/HR)	259234 (57000)

*** RESULTS ***

1.	TURBINE SECT No.	1
2.	SHAFT POWER KW (HP)	9994.6 (13403)
3.	EXIT TEMPERATURE °C (°F)	348.24 (655.2)
4.	INLET ENTHALPY KJ/KG (BTU/LB)	3212.9 (1382.5)
5.	EXIT ENTHALPY KJ/KG (BTU/LB)	3071.4 (1321.6)
6.	EXIT VELOCITY M/SEG (PIES/SEG)	5.344 (17.522)
7.	SONIC VELOCITY AT EXIT M/SEG (PIES/SEG)	538.8 (766.6)
8.	SPECIFIC VOL. AT EXIT G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.015 (0.948)
9.	SONIC (BEST) EXIT PRESS KG/CM ² (PSIA)	0.347 (4.938)

STEAM TURBINE PERFORMANCE

TURBINE SECTION No.1

1.	PROJECT	
2.	SECTION	
3.	RUN OR ID	
4.	INLET PRESSURE, KG/CM ² MAN (PSIA)	45 (640)
5.	INLET TEMPERATURE °C (°F)	348.2 (655.2)
6.	EXIT PRESSURE KG/CM ² (PSIA)	0.582 (8.0)
7.	THERMAL (INTERNAL) EFF. %	80
8.	EXTERNAL EFFICIENCY, %	98
9.	EXIT AREA M ² (PIES ²)	0.932 (10)
10.	STEAM FLOW KG/HR (LB/HR)	159516 (351358)

*** RESULTS ***

1.	TURBINE SECT No.	1
2.	SHAFT POWER KW (HP)	20800 (182.8)
3.	EXIT TEMPERATURE °C (°F)	83.8 (182.8)
4.	INLET ENTHALPY KJ/KG (BTU/LB)	3071.4 (1321.8)
5.	EXIT ENTHALPY KJ/KG (BTU/LB)	2592.4 (1115.5)
6.	EXIT VELOCITY M/SEG (PIES/SEG)	137.55 (450.97)
7.	SONIC VELOCITY AT EXIT M/SEG (PIES/SEG)	425.63 (1395.5)
8.	SPECIFIC VOL. AT EXIT G/CM ³ (LB/PIE ³)	0.7583 (47.343)
9.	SONIC (BEST) EXIT PRESS KG/CM ² (PSIA)	0.175 (2.49)

5.4.4 REFRIGERANTE (PROPANO)

A continuación se muestra la memoria de cálculo para el Primer Enfriador Carga/Refrigerante EA-2103.

Datos:

$$Q = 11\ 183\ 910\ \text{BTU/H}$$

$$\lambda = 175\ \text{BTU/Lb (1)}$$

$$Q = \lambda * W$$

$$W = Q / \lambda = 11\ 183\ 910 / 175 = 64\ 647\ \text{lb/h} = 29\ 324\ \text{Kg/h}$$

(1) Los valores del calor latente de vaporización de Engineering Data Book⁽⁶⁾

CONDICIONES DE SUMINISTRO: -22.77°C (-9°F)

CONDICIONES DE RETORNO: -22.77°C (-9°F)

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO NORMAL	
		Kg/h	lb/h
EA-2103	Primer Enfriador Carga/Refrigerante.	29 324	64 647
EA-2105	Segundo Enfriador Carga/Refrigerante.	103 968	229 205
EA-2106	Tercer Enfriador Carga/Refrigerante.	50 668	111 703
TOTAL		183960	405 556

5.4.5 AGENTES QUIMICOS (METANOL)

La función del metanol es evitar la formación de hidratos.
consumo = 2 000 litros por día.

CAPITULO VI
COMPARACION TECNICO-ECONOMICA ENTRE EL PROCESO ACTUAL
Y EL PROCESO PROPUESTO

COMPARACION TECNICO-ECONOMICA ENTRE EL POROCESO ACTUAL Y EL PROCESO PROPUESTO.

6.1 COSTO DE EQUIPOS DE PROCESO

La evaluación económica se hizo en base a costos de equipos de proceso y servicios auxiliares que presentaron cambios con respecto al diseño original de la planta. Se usó como moneda de comparación el dólar, para evitar tener que ajustar por el efecto de inflación.

Los costos de fabricación de los equipos se obtuvieron a partir de correlaciones, las cuales no consideran los costos de transporte, dando los costos de los equipos en una fecha de referencia, debiendo ser actualizados con un índice que relacione los costos a través del tiempo, tomando el valor del equipo en el año de referencia para saber cuanto valdrá el mismo equipo conforme pasa el tiempo, de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\text{COSTO}_i = \frac{\text{INDICE}_i}{\text{INDICE}_j} \times \text{COSTO}_j \quad (1)$$

Donde:

COSTO_i = Costo del equipo en el año i al que se quiere referir.

COSTO_j = Costo del equipo en el año j de referencia.

INDICE_i = Índice de costos en el año i al que se quiere referir.

INDICE_j = Índice de costos en el año j de referencia.

En el presente trabajo se empleó el índice de costos de la Revista Chemical Engineering, el valor de este índice para el final de enero de 1992 fue el de 915.1.

Para calcular la inversión total deben tomarse en cuenta, los costos de tubería, cimentación, estructuras, instrumentación, instalación eléctrica, aislamiento y pintura. En general, estos costos se calculan como un porcentaje de costos de fabricación de los equipos.

La mayoría de los costos de los equipos se calcularon por medio de un paquete de computo que se basa en el método de Guthrie, el cual es un método de estimación de tipo modular que fue desarrollado por Kenneth M. Guthrie en 1968. Todos los costos de los elementos principales son agrupados en seis distintos módulos, cinco directos y uno indirecto, que son:

- Proceso
- Manejo de sólidos
- Desarrollo del sitio
- Edificios industriales
- Servicios
- Indirectos del Proyecto

Para nuestro caso utilizamos el módulo de proceso, el cual representa el costo de un equipo específico de proceso (tal como un intercambiador de calor, bomba, compresor, etc.) junto con el costo de materiales en campo, mano de obra en campo, e indirectos necesarios para instalar el equipo dentro de un "Círculo" de proceso químico. Este módulo calcula costos promedios para los años de 1968 a 1989.

La contingencias son esencialmente un costo que se asigna para cubrir los detalles que no pueden ser estimados directamente, pero se conoce que pueden ocurrir en el proyecto de una planta de proceso. Las técnicas más detalladas de estimación aplican para aproximaciones del 80 al 90% del costo total esperado del proyecto, las contingencias cubren los costos adicionales para lograr que la predicción sea cercana al 100%.

El valor de cada elemento de costo (excepto indirectos) en un módulo particular es obtenido del costo del equipo (libre a bordo) en acero al carbón y relacionando los factores para cada tipo específico de equipo de proceso. La selección de los factores se realiza de acuerdo a la "múltiple" magnitud base dólar (costo total del equipo).

El término "múltiple" se aplica al valor total en dólares de un grupo de equipos similares, tales como todos los intercambiadores, todas las bombas, etc., de un circuito de proceso. Si únicamente se trata de una pieza de equipo, se utilizan los datos para módulos simples.

Las relaciones claves entre los elementos primarios de costos se desarrollan a continuación, siendo esenciales para la formación rápida de los estimados.

El factor de material indica la relación entre el costo total de equipo (E) y el costo total de los materiales asociados con el equipo (M). Este factor incluye todos los costos directos de material y tiene un rango de 1.42 a 1.75, para este módulo se emplea un valor de 1.62.

El factor de mano de obra incluye a todos los trabajadores de campo requeridos para instalar el equipo y elegir los materiales en campo. Este factor representa los costos directos por mano de obra en campo (L) que tiene generalmente un rango de 0.54 a 0.66. El módulo indica un valor de 0.58.

La razón L/M relaciona el costo directo por mano de obra con el costo directo por material. Esta razón varía con cada actividad realizada y es una medida importante de la productividad, para la construcción, su valor se encuentra en un rango de 0.32 a 0.4. El módulo considera un valor de 0.35.

El factor de costos directos (M & L) relaciona el costo del equipo (libre abordo) con el costo por material y mano de obra en campo necesario para instalar el equipo en un sitio previamente preparado, su valor se encuentra en un rango de 1.8 a 2.6. El módulo utiliza un valor de 2.2.

El factor de costos indirectos incluye todos los elementos de costo indirecto asociados con el módulo de proyecto. El rango de este factor se ubica en un 32 a 45% de los costos directos. Un factor de 1.34 ha sido establecido para representar el módulo de indirectos del proceso.

A continuación se muestra el costo de cada uno de los equipos para el caso actual y el caso propuesto, sólo para los equipos que presentaron algún cambio con respecto al diseño original.

TABLA 6.1.1 RECIPIENTES

CASO: ACTUAL		
VERTICALES	CLAVE	<u>COSTO (DOLARES)</u>
	FA-2104	76 440.8
	FA-2105	57 946.8
	FA-2106	29 067.8
	FA-2107	1 556.4
COSTO BASE DEL EQUIPO (1989)		165 031.8
COSTO BASE DEL EQUIPO (1992)		166 716.2
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR		333 399.2
COSTO DIRECTO		511 219.2
HORIZONTAL		
	FA-2103	34 909.9
COSTO BASE DEL EQUIPO (1989)		34 909.9
COSTO BASE DEL EQUIPO (1992)		35 689.9
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR		46 004.3
COSTO DIRECTO		60 656.2
TOTAL		<u>1 175 673.0</u>
CASO PROPUESTO		
VERTICALES		
	FA-2103	17 875.7
	FA-2104	72 211.9
	FA-2105	70 592.5
	FA-2106	37 027.4
	FA-2107	25 802.9
	FA-2108	3 701.4
COSTO BASE DEL EQUIPO (1989)		226 811.8
COSTO BASE DEL EQUIPO (1992)		231 879.6
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR		481 982.1
COSTO DIRECTO		702 595.3
TOTAL		<u>1 416 867.1</u>

**TABLA 6.1.2 INTERCAMBIADORES
DE CALOR**

CASO: ACTUAL		
	<u>CLAVE</u>	<u>COSTO (DOLARES)</u>
	EA-2101	209 384.3
	EA-2102	884 180.8
	EA-2103	141 188.3
	EA-2104	419 813.3
	EA-2105	53 686.5
	EA-2106	102 701.0
	EA-2107	211 847.3
	EA-2108	687 078.8
	EA-2109	133 229.5
	EA-2110	135 419.4
	EA-2111	218 630.4
	EA-2112	263 499.7
	EA-2113	124 121.7
	EA-2114	52 523.3
COSTO BASE DEL EQUIPO (1989)		3 067 354.3
COSTO BASE DEL EQUIPO (1992)		3 156 337.8
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR		5 409 982.9
COSTO DIRECTO		7 398 455.7
TOTAL		15 904 756.4

**TABLA 6.1.2 CONT.
INTERCAMBIADORES DE CALOR**

CASO: PROPUESTO		
	<u>CLAVE</u>	<u>COSTO (DOLARES)</u>
	EA-2101	174 132.2
	EA-2102	344 020.2
	EA-2103	198 868.3
	EA-2104	149 704.7
	EA-2105	821 878.9
	EA-2106	584 818.1
	EA-2107	574 180.5
	EA-2108	130 499.9
	EA-2109	251 482.0
	EA-2110	84 025.7
	EA-2111	132 738.0
COSTO BASE DEL EQUIPO (1989)		3 345 916.5
COSTO BASE DEL EQUIPO (1992)		3 420 677.2
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR		4 884 350.7
COSTO DIRECTO		8 018 067.4
TOTAL		16 323 065.4

TABLA 6.1.3 TORRE DESMETANIZADORA

CASO: ACTUAL

	<u>COSTO (DOLARES)</u>
COSTO BASE DE RECIPIENTE (1989)	588 053.0
COSTO BASE DEL RECIPIENTE (1992)	580 809.0
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR	1 205 759.8
COSTO DIRECTO	1 759 651.4
COSTO DE 8 PLATOS D= 8.5 PIES (1989)	8 721.4
COSTO DE 11 PLATOS D= 8.5 PIES (1989)	15 578.4
COSTO DE 13 PLATOS D= 13 PIES (1989)	41 647
COSTO TOTAL DE PLATOS (1989)	65 747.8
COSTO TOTAL DE PLATOS (1992)	67 224.0
TOTAL	5 613 643.9

CASO: PROPUESTO

COSTO BASE DE RECIPIENTE (1989)	451 212.0
COSTO BASE DEL RECIPIENTE (1992)	451 344.2
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR	967 750.8
COSTO DIRECTO	1 397 872.9
COSTO DE 8 PLATOS D= 7.0 PIES (1989)	8 870.4
COSTO DE 12 PLATOS D= 9.0 PIES (1989)	18 863.4
COSTO DE 6 PLATOS D= 11 PIES (1989)	13 319.3
COSTO TOTAL DE PLATOS (1989)	41 053.1
COSTO TOTAL DE PLATOS (1992)	41 975.0
TOTAL	2 857 942.6

TABLA 6.1.4 EXPANSORES Y COMPRESORES

CASO: ACTUAL		
	<u>CLAVE</u>	<u>COSTO (DOLARES)</u>
	GB-2101	277 000.0
	GB-2102	186 000.0
	GB-2103 AB	3 000 000.0
	GC-2101	186 000.0
	GC-2102	280 000.0
COSTO BASE DEL EQUIPO (1989)		7 448 556.7
COSTO BASE DEL EQUIPO (1992)		7 615 818.5
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR		8 636 338.1
COSTO DIRECTO		<u>17 211 749.7</u>
TOTAL		33 463 906.4
CASO PROPUESTO		
	<u>CLAVE</u>	<u>COSTO (DOLARES)</u>
	GB-2101	300 000.0
	GB-2102	200 000.0
	GB-2103 AB	2 608 000.0
	GC-2101	202 000.0
	GC-2102	310 500.0
COSTO BASE DEL EQUIPO (1989)		7 242 883.5
COSTO BASE DEL EQUIPO (1992)		7 405 506.3
COSTO DEL MATERIAL AUXILIAR		8 403 781.0
COSTO DIRECTO		<u>18 731 852.7</u>
TOTAL		31 541 140.1

6.2 COSTO DE SERVICIOS AUXILIARES

El consumo de los servicios auxiliares fue calculado para 10 años, y su costo fue proporcionado por el Departamento de Economía del IMP. En la Tabla 6.2.1 se muestran estos consumos y sus respectivos costos.

TABLA 6.2.1 SERVICIOS AUXILIARES

CASO: ACTUAL			
SERVICIO	CONSUMO	VALOR UNITARIO (DOLAR/)	COSTO TOTAL (DOLAR)
AGUA DE ENFRIAMIENTO	90 539 858.0	0.04/m3	3 621 594.0
VAPOR ALTA PRESION	17 548 370.8	8.6/TON	150 915 969.0
VAPOR BAJA PRESION	389 245.0	6.2/TON	2 413 319.0
PROPILENO (1)	920 860.0	441/TON	405 069 260.0
TOTAL			583 050 162.0
CASO: PROPUESTO			
AGUA DE ENFRIAMIENTO	70 861 322.0	0.04/m3	2 834 456.0
VAPOR ALTA PRESION	20 583 019.9	8.6/TON	177 013 971.0
PROPANO (1)	731 133.8	156/TON	114 056 868.0
TOTAL			323 905 295.0

NOTA (1): SE CONSIDERA UN 5% DE PERDIDA DE REFRIGERANTE EN EL CICLO.

6.3 COMPARACION TECNICO-ECONOMICA

SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR

El costo total de los separadores liquido-vapor aumenta en un 20% con respecto al diseño original. Este incremento se debe principalmente a la adición del Tanque Separador FA-2108. A pesar de que el costo total de los equipos pertenecientes al Sistema de Separación se incrementa, se logra disminuir la carga a la Torre Desmetanizadora, logrando así un mayor beneficio.

Los Separadores Liquido-Vapor restantes no presentan cambios significativos en sus características de diseño.

Se modificaron las condiciones de operación, temperatura y presión de algunos equipos, con la finalidad como ya se ha mencionado de obtener mayores recuperaciones y purezas del etano y metano, principalmente; sin embargo, las modificaciones realizadas no son muy significativas.

INTERCAMBIADORES DE CALOR

En la red de intercambio de calor se presentan los cambios más fuertes respecto al diseño original. El área requerida para el esquema propuesto es 12.5% mayor con respecto al diseño original, sin embargo, los requerimientos de Servicios Auxiliares se disminuyen considerablemente con este tipo de arreglo.

El área requerida para cada tren de enfriamiento es la siguiente:

	(% Area)
1er. Tren de Enfriamiento	+19.3
2o. Tren de Enfriamiento	+16.6
3er. Tren de Enfriamiento	<u>-23.4</u>
Total	+12.5

TORRE DESMETANIZADORA

Las características de diseño de la Torre Desmetanizadora presentan los siguientes cambios:

CARAC. DISEÑO	ACTUAL	DISEÑO PROPUESTO
No. Platos	30	28
Diám. Secc. Superior (pies)	6.5	7.0
Diám. Secc. Intermedia (pies)	8.5	9.0
Diám. Secc. Inferior (pies)	13.0	11.0
Altura total (pies)	94.9	88.8

Como se puede observar los requerimientos con respecto al número de platos, altura y al diámetro de la sección inferior de la torre son menores en comparación con el diseño original, por consiguiente el costo de la columna se ve reducido en un 21%.

COMPRESORES Y EXPANSORES

Los requerimientos de potencia de los expansores y compresores se incrementan ligeramente con respecto al diseño original, excepto en el compresor GB-2103, el cual presenta una disminución en su potencia, por consiguiente el costo total de estos equipos disminuye en un 5.74%. A continuación se presenta el porcentaje de variación en la potencia para cada uno de los equipos:

CLAVE DEL EQUIPO	REQUERIMIENTO DE POTENCIA %
GB-2101	+4.70
GB-2102	+4.40
GB-2103	-0.43
GC-2101	+4.40
GC-2102	+4.70

CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES

El consumo de servicios auxiliares para el diseño propuesto, disminuye principalmente en los requerimientos agua de enfriamiento y de refrigerante, no siendo necesario emplear vapor de baja presión.

En el diseño original se emplea propileno como refrigerante, en el caso propuesto se utiliza propano, por lo que su costo se reduce considerablemente, en un 19.2%.

A continuación se indican los porcentajes de consumo de servicios auxiliares:

SERVICIO AUXILIAR	CONSUMO (%)
Agua de Enfriamiento	-22.00%
Vapor de Alta Presión	+17.30%
Vapor de Baja	-100.00%
Refrigerante	-42.47%

En la tabla 6.3.1 se hace un resumen de la comparación de costos de equipo de proceso y de servicios auxiliares.

TABLA 6.3.1 COMPARACION DE COSTOS

	CASO ACTUAL (DOLARES)	CASO PROPUESTO (DOLARES)
RECIPIENTES	1 175 673.0	1 415 857.1
CAMBIADORES DE CALOR	15 964 756.4	16 323 085.4
COMPRESORES Y EXPANSORES	33 463 906.4	31 541 140.1
TORRE DESMETANIZADORA	3 613 643.9	1 085 977.5
TOTAL DE EQUIPO	54 217 979.7	52 139 035.5
SERVICIOS AUXILIARES	563 050 182.0	323 905 295.0

CAPITULO VII
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Como se indicó en su oportunidad, el objetivo principal de este trabajo es analizar el proceso criogénico de la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III, con el fin de proponer modificaciones en base a criterios de minimización y conservación de energía, obteniéndose un ahorro en costos de inversión del 3.8% y una reducción del 42.47% en costos de operación, (debido principalmente al cambio de refrigerante) y un ahorro de energía de 6.31%.

Para el caso actual el costo de procesamiento para cada MMPCSD de alimentación es 956,413 pesos mexicanos (308.52 dólares), mientras que para el caso propuesto es de 550,195.25 pesos mexicanos (177.4 dólares), esto representa un ahorro de 42.47% como ya se mencionó anteriormente (el valor del dólar fue considerado como 3100 pesos mexicanos).

Uno de los aspectos más importantes para el diseño de una Planta Criogénica, es la realización de una red de intercambio de calor adecuada, en la cual se aproveche al máximo toda la energía de enfriamiento que pueden proporcionar las corrientes de proceso e incluso, en algunos casos, como el nuestro proponer una extracción lateral de calor de la Torre Desmetanizadora; para reducir los requerimientos del rehervidor y de los servicios auxiliares (refrigerante, agua de enfriamiento y vapor de baja presión), por lo cual, el tren de enfriamiento constituye la parte más importante en la evaluación técnica debido al ahorro que produce en costos de operación.

Es recomendable hacer una revisión para nuevos diseños y para Plantas Criogénicas existentes, del tren de enfriamiento para

encontrar el arreglo más adecuado que permita un bajo consumo de servicios auxiliares.

Es también importante, que todos los equipos del Sistema de Separación operen a condiciones óptimas (temperatura, presión), para reducir de esta manera el trabajo de la Torre Desmetanizadora.

Otro aspecto de suma importancia son las características de la alimentación a la planta, debido a que la composición del Gas Natural puede variar dependiendo de la ubicación del pozo, así como también de las características geológicas y geofísicas del yacimiento, el gas podrá presentar diversos componentes. Por ejemplo, si se presentan altos contenidos de dióxido de carbono en el gas de alimentación, puede existir congelamiento en los domos de la Torre Desmetanizadora. Para este caso existen tecnologías específicas como las realizadas en el Instituto Mexicano del Petróleo.

Se concluye, que es conveniente realizar este tipo de revisiones a diseños establecidos, ya que como se puede observar, se obtienen ahorros en energía e inversión, lo cual se refleja en la economía total del proceso. No deberá perderse de vista el estudio de nuevos desarrollos tecnológicos y mejoras que beneficien sensiblemente la economía de los procesos. Algunos diseños ya existentes, como en este caso no contemplaban el uso eficiente de energía.

APENDICE

APENDICE

A continuación se describe de manera breve los fundamentos de cada uno de los programas computacionales empleados en este trabajo.

PLATIMP: Diseño y simulación de platos tipo válvula.

Determina las características geométricas y parámetros hidráulicos de platos tipo válvula flotante para diseño de nuevas columnas de fraccionamiento y simulación para columnas existentes.

Diseña y simula columnas con platos de tipo válvula flotante rectangulares, cuya ventaja principal es la de disponer de un intervalo más amplio de operación, en cuanto a flujos manejados, sin que la eficiencia cambie en forma notable a diferencia de otros tipos de platos. Esta característica aunada a la manufactura sencilla de la válvula permite obtener diseños económicos.

SIMPROC: Simulador General de Procesos IMP

Este simulador es un programa de computadora digital escrito en Fortran V que realiza los balances de materia y energía de diversos Procesos Químicos, de Refinación y Petroquímicos en estado estacionario, y la evaluación de las propiedades termofísicas de las corrientes involucradas en los mismos, proporcionando información suficiente para llevar a cabo la ingeniería de detalle de un proyecto industrial, como lo es el diseño de equipos y tuberías, sistema de servicios auxiliares, estimación de costos, etc.

Cada equipo o proceso termodinámico de una planta se representa por un modelo matemático, equivalente a un módulo del SIMPROC. La resolución de los diferentes módulos que componen un proceso se efectúa recibiendo la información de las corrientes relacionadas la módulo y de los parámetros de diseño del mismo.

THE ENERGY ANALYST AND STEAMBAL:

Es un programa para analizar ciclos de corrientes de energía Industriales. Desarrollando balances completos de materia y energía de la planta para encontrar el calor requerido y la energía producida. Puede ser usado para evaluar plantas nuevas, para probar plantas viejas, y evaluar alternativas de configuración de la planta.

El programa es de tipo modular y permite modelar y analizar plantas complejas por medio del uso de algunos comandos. El programa consiste de dos tipos de subrutinas:

- Módulo de Equipo.
- Módulo de propiedades.

El usuario crea un modelo cíclico mediante el encadenamiento de subrutinas de módulos de equipo en conjunto con los módulos de propiedades.

UNA FASE:

Es un programa de tipo modular que permite hacer el dimensionamiento de líneas nuevas, así como la simulación de tuberías ya existentes que manejan un flujo mofásico (líquido o vapor).

El programa cuenta con dos modelos para el cálculo del patrón de flujo del tipo horizontal: Método de Baker y Método de Taitel-Duker.

Para un predimensionamiento de líneas el programa requiere las características físicas y flujo de la fases, calculando el diámetro y el tipo de patrón de flujo para las condiciones suministradas.

Una opción adicional nos permite hacer un chequeo hidráulico de una tubería tomando en cuenta accesorios y conexiones (válvulas), suministrando la L/D o longitud equivalente de estos.

BIBLIOGRAFIA

1. Becerra, H. y Abrajan R.
"Diseño de Recipientes de Proceso"
México, 1985.
2. Chemical Engineering Magazine.
"Modern Cost Engineering: Methods and Data"
Ed. Mc. Graw Hill, N.Y., 1979.
3. Crane
"Flujo de fluidos"
Ed. Mc Graw Hill, Mex. 1987.
4. Curso Intensivo de Intercambio de Calor.
Instituto Mexicano del Petróleo, Depto. Diseño de Equipo
SIPE.
5. Engineering Data Book.
"Gas Processors Assosiation and Hydrocarbon Processing."
Tulsa, Oklahoma, 9a. ed, 1972.
6. Greens. W.R.
"Compresores"
Ed. Mc. Graw Hill, México, 1987.
7. Guthrie. Grace and Co.
"Capital Cost Estimating", Chem. Eng.
Marzo 24, 1969,
8. Hall, Matley and Naughton.
"Equipment Cost", Chemical Engineering,
Abril 5, 1982.

9. Himmelblau D.
"Principios y Cálculos Básicos de la Ingeniería Química"
Ed. C.E.C.S.A. México, 1987.
10. Instituto Mexicano del Petróleo.
"Manual de Diseño de Proceso para Plantas Criogénicas",
Vol. 1.
11. Instituto Mexicano del Petróleo.
"Manual de Procesos de la Planta Recuperadora de Etano y
Licuables III del CPQ Tabasco I.
12. Instituto Mexicano del Petróleo.
"Manual de Diseño de Recipientes".
13. Kern, Donald.
"Procesos de Transferencia de Calor"
Ed. C.E.C.S.A., Méx, D.F., 1978D.
14. Landgrave R.
"Optimización del Sistema de Enfriamiento en un Complejo
Industrial."
15. Nava D.
TESIS "Manual para Diseño Mecánico de Trasmisores de
Calor de Tubos y Embolvente" (IPN), 1979.
16. Perry & Chilton.
"Chemical Engineers' Handbook"
Ed. Mc. Graw Hill, 5th. edición, México, 1973.

17. Streitweiser
"Química Orgánica"
Ed. Interamericana, México, 1985.