



9
1 ej

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN**

**ESTUDIO PARA LA REALIZACION DEL BALANCE DE
MATERIA Y ENERGIA EN UNA PLANTA DE METIL
TERBUTIL ETER (MTBE) USANDO UN SIMULADOR DE
PROCESOS.**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N
TELESFORO GERMAN, GOMEZ MONTOYA
ROBERTO TOQUERO TALAMANTES

ASESOR: M. EN C. ARNULFO CHAVANDO RAMIREZ

CUAUTITLAN IZCALI, EDO. DE MEX.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
SECRETARIA ACADEMICA
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

U. N. A. M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de
Exámenes Profesionales

DR. JAIME KELLER TORRES
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la F. E. S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA: Estudio para la realización del balance de materia y energía en una planta de metil terbutil éter (MTBE) usando un Simulador de Procesos.

que presenta el pasante: Roberto Toquero Salamantes con número de cuenta: 8537622-5 para obtener el TITULO de: Ingeniero Químico; en colaboración con: Telesforo Germán Gómez Montoya

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU".
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 6 de Diciembre de 1995

PRESIDENTE	<u>I. Q. Rafael García Nava</u>	
VOCAL	<u>I. Q. I. Alvaro Leo Ramírez</u>	
SECRETARIO M. en C.	<u>Arnulfo Chavando Ramírez</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>M. en C. Ricardo P. Hernández García</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I. Q. Gilberto Atilano Amaya Ventura</u>	



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
SECRETARIA ACADÉMICA
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

U. N. A. M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de
Exámenes Profesionales

DR. JAIME KELLER TORRES
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la F. E. S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:

Estudio para la realización del balance de materia y energía
en una planta de metil terbutil éter (MTBE) usando un Simula
dor de Procesos.

que presenta al pasante: Telésforo Germán Gómez Montoya
con número de cuenta: 8857189-0 para obtener el TITULO de:
Ingeniero Químico ; en colaboración con :
Roberto Toquero Talamantes

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 6 de Diciembre de 1995

PRESIDENTE	<u>L. Q. Rafael García Nava</u>	
VOCAL	<u>I. Q. I. Alvaro Leo Ramírez</u>	
SECRETARIO M. en	<u>C. Arnulfo Chavendo Ramírez</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>M. en C. Ricardo P. Hernández García</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I. Q. Gilberto Atilano Amaya Ventura</u>	

**ESTUDIO PARA LA REALIZACION DEL
BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN
UNA PLANTA DE METIL TERBUTIL ETER
USANDO UN SIMULADOR DE PROCESOS.**

Asesor: Ing. Arnulfo Chavando Ramírez

**Alumnos: Telésforo Germán Gómez Montoya
Roberto Toquero Talamantes**

Esta tesis se realizó bajo la asignación del siguiente jurado:

Presidente: Ing. Rafael García Nava

Vocal: Ing. Alvaro Leo Ramírez

Secretario: M. en C. Arnulfo Chavando Ramírez

1er Suplente: M. en C. Ricardo Paramount Hernández García

Asesor: Ing. Gilberto Atilano Amaya Ventura

AGRADECIMIENTOS

Ofrecemos nuestro más sincero agradecimiento a aquellas personas que con sus conocimientos y su apoyo incondicional, contribuyeron al desarrollo de este trabajo.

Por orden alfabético:

Ing. Gilberto Atilano Amaya Ventura

M. en C. Arnulfo Chavando Ramírez

Ing. Rafael García Nava

Ing. Alvaro Leo Ramírez

Ing. Alfonso López Alvarado

Ing. José Martínez Tezcucano

Ing. Eduardo Mesinas Cruz

M. en C. Ricardo Paramount Hernández García

Ing. Juan Luis Steimle Meyer

Ing. Alejandro Villalobos Hiriart

AGRADECIMIENTOS

A mis padres, Roberto Toquero Marañón y María de los Angeles Talamantes Alvarado

A quienes con infinito cariño y admiración dedico este trabajo, agradeciéndoles por la oportunidad de haberme dado una familia y por todo aquello que han sacrificado para que pudiera llegar a ser lo que soy.

A mi esposa, María de los Angeles Marín Danache

Porque ha sido la persona que ha motivado mi espíritu de superación y a quién expreso mi mayor admiración, cariño y respeto. Angeli, este logro es tuyo.

A mi abuelita Alicia, mis tíos Héctor Salvador, Carlota, Ernesto, Andrés, Lucrecia, Patricia, Raúl, José, Yolanda y a la memoria de mis abuelos Jesús y Ernesto, mi abuelita Yolanda y mi tío Ramón, a mis hermanos Oscar, Carolina, Alicia, Miguel Angel y María de los Angeles. A todos ustedes les agradezco por los momentos que hemos vivido juntos y los felicito por haber salido avantes de momentos tan difíciles.

A todos mis amigos, pero en especial a Miguel Cuecuecha, Oscar Parra, Gerardo Romero, Felipe Ruiz, Pedro Carmona, Francisco Peralta, Germán Gómez, Angélica Pérez, Selene Montes y Sergio Godínez. A todos ustedes gracias por haberme aceptado como soy y haberme brindado su amistad la cual aprecio infinitamente.

Roberto Toquero Talamantes

AGRADECIMIENTOS

*A Dios porque el
nos lo ha dado
todo.*

A mis padres, Teles y Blanca:

*Con todo mi cariño por
haberme dado todo lo que
soy, por su amor,
comprensión y entrega
incondicional.*

A mis hermanos, Kalil y Alex:

*Por estar siempre conmigo y
brindarme su apoyo.*

*A mi tía Clementina y mi
abuelita Elvira por todo su
cariño y bendiciones.*

*A mi abuelita y abuelitos que
ya no están aquí pero que
siempre están en mis
recuerdos.*

*Al Padre Uriel por su
ejemplo de entrega
incondicional.*

*A mis amigos, por todos
esos momentos de alegría y
de tristeza que hemos
compartido y han sido parte
importante de mi vida.*

*A todos mis profesores y
Escuelas por todas las
valiosas enseñanzas que me
han dado y en especial a mi
inolvidable FES-C.*

Telésforo Germán Gómez M.

INDICE

	Pag.
RESUMEN.	1
INTRODUCCION.	3
OBJETIVOS.	5
CAPITULO I: GENERALIDADES.	
1.1. Importancia y Utilidad del Metil Terbutil Eter.	6
1.2. Reacciones Químicas.	8
1.3. Equilibrios Químicos.	11
1.3.1. Equilibrios Metanol-MTBE	11
1.3.2. Equilibrios Metanol-Fracciones C4	13
1.3.3. Equilibrios MTBE-Fracciones C4	13
1.3.4. Equilibrios Fracciones C4-Fracciones C4	13
1.4. Condiciones Generales del Proceso.	14
1.4.1. Catalizadores.	16
1.5. Propiedades del MTBE.	18
1.5.1. Propiedades Físicas y Químicas.	18
1.5.2. Toxicología.	20
CAPITULO II. ASPECTOS ECONOMICOS.	21
2.1. El Consumo de Gasolinas. Estadísticas y Predicciones.	22
2.2. El Consumo de MTBE. Estadísticas y Predicciones.	28
2.3. Tendencias de los Precios para el MTBE.	34
2.4. Estadísticas de los costos de producción del MTBE.	37
CAPITULO III: PROCESOS DE FABRICACION.	
3.1. Descripción de los Procesos.	44
3.2. Selección del Esquema de Proceso para la Planta de MTBE.	53
3.3. Productos y Aplicaciones.	58

3.3.1. Productos de Reacción	58
3.3.2. Empleo del MTBE y sus Coproductos	59
3.3.3. MTBE como Componente de Gasolinas	60
3.3.4. Fabricación de Isobutileno de alta pureza	65
3.3.5. Aplicaciones del Isobutileno	65
3.3.6. Aplicaciones de la fracción residual	67
CAPITULO IV. BASES DE DISEÑO.	
4.1. Definiciones.	68
4.2. Información Contenida en el Documento de Bases de Diseño.	69
4.2.1. Generalidades	69
4.2.2. Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad	69
4.2.3. Especificaciones de las Alimentaciones del Proceso	70
4.2.4. Especificaciones de los Productos	70
4.2.5. Condiciones de las Alimentaciones en L.B.	70
4.2.6. Condiciones de los Productos en L.B.	70
4.2.7. Información de Servicios Auxiliares	71
4.3. Planta Propuesta para la Producción de MTBE.	72
4.3.1. Generalidades	72
4.3.2. Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad	74
4.3.3. Especificaciones de las Alimentaciones del Proceso	75
4.3.4. Especificaciones de los Productos	76
4.3.5. Condiciones de las Alimentaciones en L.B.	77
4.3.6. Condiciones de los Productos en L.B.	78
4.3.7. Almacenamiento.	79
4.3.8. Servicios Auxiliares.	79
CAPITULO V SIMULACION DEL PROCESO.	82
5.1. Descripción y Clasificación de los Simuladores de Proceso.	83
5.2. Estructura de Operación.	85
5.3. Balance de Materia y Energía para la Planta de MTBE mediante el uso del Simulador Hysim.	92
CAPITULO VI. DESCRIPCION DEL PROCESO Y FILOSOFIA BASICA DE OPERACION.	
6.1. Descripción del proceso.	131
6.2. Filosofía Básica de Operación.	134

CAPITULO VII	DESCRIPCION Y CONTENIDO DE DIAGRAMAS.	
7.1.	Diagrama de Flujo de Proceso.	137
7.1.1.	Contenido del Diagrama de Flujo de Proceso	137
7.1.2.	Emisión del Diagrama de Flujo de Proceso	139
7.2.	Diagrama de Flujo de Proceso para la Planta de MTBE.	140
7.3.	Diagrama de Tubería e Instrumentación.	142
7.4.	Diagrama de Tubería e Instrumentación para la Planta de MTBE.	147
7.5.	Diagrama de Localización de Equipos.	151
7.6.	Diagrama de Localización de Equipos para la Planta de MTBE.	156
	CONCLUSIONES.	158
	APENDICES.	
A.	Criterios de Dimensionamiento.	161
A.1.	Criterios para el Dimensionamiento de Tuberías.	161
A.2.	Dimensionamiento de Columnas de Destilación.	166
A.3.	Separadores Líquido - Líquido.	173
A.4.	Separadores y Acumuladores de Reflujo.	180
A.5.	Recipientes de Balance	187
A.6.	Dimensionamiento Preliminar de Intercambiadores de Calor	195
B.	Simbología de Diagramas.	207
C.	Glosario de Términos.	214
	BIBLIOGRAFIA.	218

RESUMEN

Se presenta el Metil Terbutil Éter (MTBE) como una alternativa factible, para contribuir a la regulación y reducción de las emisiones contaminantes gaseosas provenientes de vehículos automotores, al ser empleado como aditivo oxigenado de alto octano en la formulación de gasolinas.

Las principales aportaciones del MTBE en favor de una combustión más limpia son, la reducción de las emisiones de plomo por sustitución del Tetra Etilo de Plomo y la disminución de otros importantes contaminantes como el monóxido de carbono (CO), óxidos de nitrógeno (NOx) e hidrocarburos (HC).

Otro beneficio importante es el hecho de que este producto proviene de la petroquímica y no directamente de los procesos de refinación, de modo que al mezclarse con las gasolinas proporciona una disminución global en el consumo de crudo en el mismo porcentaje en el cuál el MTBE se aplica a las gasolinas.

Existen diferentes procesos de producción de MTBE cuya aplicación es determinada por el tipo de materias primas disponibles, pero que en síntesis se basan en la reacción de isobutileno con metanol y consideran tres etapas básicas:

1. Reacción de síntesis catalizada, usando como materias primas isobutileno y metanol.
2. Purificación del producto: Metil Terbutil Éter.
3. Recuperación del metanol alimentado en exceso al sistema de reacción.

Se presenta un breve análisis de los procesos más importantes de producción industrial del MTBE y se propone un esquema simplificado basado en las tecnologías desarrolladas por las compañías ARCO e IFP, las cuáles pueden considerarse adecuadas para el aprovechamiento del isobutileno contenido en las corrientes de butanos-butilenos procedentes de algunas plantas de Cracking Catalítico Fluido (FCC) en nuestro País.

La elaboración del diagrama de proceso simplificado fue el punto de partida para desarrollar las bases de diseño y el balance de materia y energía usando un simulador de procesos, y estableciendo grados de libertad particulares de nuestra propuesta, logrando que convergieran en el simulador los cálculos para los balances de materia y energía de cada corriente incluyendo las recirculaciones.

Existen recomendaciones de alto valor técnico que fueron determinantes para que la planta simulada alcanzara las condiciones adecuadas de operación, entre ellas:

- Debido a que el metanol es más pesado que el MTBE, se esperaría que durante la destilación (fase de purificación del producto), el metanol se extrajera por el fondo y el MTBE por el domo, dentro de los límites que impone la formación del azeótropo metanol-MTBE en la zona rica en MTBE. Sin embargo como objetivo de nuestra simulación y de acuerdo a la información recopilada, el MTBE se comporta como el elemento más pesado, lográndose la separación del metanol por el domo.
- La explicación del punto anterior es que el metanol forma también azeótropos binarios de bajo punto de ebullición con los butanos butílicos y de esa forma el metanol es "arrastrado" por las fracciones C₄ hacia el domo durante la destilación. Este fenómeno es el que permite la separación del MTBE con una pureza mayor del 95%
- En base a lo anterior podemos entender que es determinante la relación metanol/fracciones C₄ que se alimenta al proceso. De acuerdo a los resultados de nuestra simulación el exceso de metanol resultó ser de 1.445 como relación molar metanol/isobutileno.
- Si el metanol es alimentado en mayor cantidad que la indicada no es posible separarlo del MTBE a las condiciones de operación propuestas.

A partir de los datos obtenidos de la simulación, generamos el Diagrama de Flujo de Proceso, los Diagramas de Tubería e Instrumentación y el Diagrama de Localización de Equipos incluyendo los cálculos preliminares de dimensionamiento de los mismos.

Por otra parte, se presenta la interpretación de los aspectos económicos relativos al tema, que nos indican que existe una marcada tendencia mundial al incremento en el consumo de gasolinas oxigenadas y por consiguiente se prevé una importante elevación en el consumo de MTBE.

Se presentan además las estadísticas acerca de los costos de producción y operación de plantas de MTBE similares, una sencilla estimación de los costos que podrían ser aplicables al caso propuesto así como un estimado de inversión de orden y su posible beneficio económico.

INTRODUCCION

Actualmente la solución al problema de la contaminación generada por el uso de combustibles representa uno de los retos más importantes de la tecnología moderna.

Se estima que en el mundo, los procesos urbano-industriales son causantes de que se emitan anualmente 4.5 millones de toneladas de contaminantes, entre los que destacan el monóxido de carbono, los hidrocarburos, los óxidos de nitrógeno, el bióxido de azufre y las partículas en suspensión.

Es por todos conocido, el hecho de que para producir los bienes de consumo necesarios para lograr la subsistencia y desarrollo de una Nación, es indispensable consumir energía.

Tan solo en la zona metropolitana de la Ciudad de México habita más del 20 % de la población total del país, se genera el 36 % del producto interno bruto y se consume el 17 % del total de la energía generada. Por ella circulan alrededor de 2.5 millones de vehículos automotores y operan más de 42,000 industrias y establecimientos de diversa índole, con el consiguiente consumo de energéticos necesarios para sustentar estas actividades. (Ref. 45)

En las grandes ciudades, la intensa actividad química de la atmósfera se manifiesta por la formación de oxidantes fotoquímicos dentro de los cuales el ozono es el trazador típico. El ozono se forma por la reacción entre el oxígeno atmosférico y los óxidos de nitrógeno en presencia de hidrocarburos y catalizada por la luz solar. Ambos contaminantes (óxidos de nitrógeno e hidrocarburos) provienen principalmente de las emisiones de vehículos automotores que cada año consumen enormes cantidades de gasolinas, diesel y otros combustibles.

Actualmente en todo el mundo se están realizando esfuerzos por regular y reducir las emisiones contaminantes gaseosas así como por implementar sistemas de depuración de las aguas residuales y llevar a cabo en forma eficiente y segura el manejo y disposición de los residuos sólidos.

Sabemos que es cada vez más urgente tomar medidas efectivas para frenar la contaminación que amenaza la supervivencia de hombre en el planeta. Una de estas medidas es el uso de energéticos que permitan en lo posible, una combustión limpia como el empleo del Metil Terbutil Éter (MTBE), aditivo en la formulación de gasolinas que ha venido sustituyendo al Tetra Etilo de Plomo usado tradicionalmente como agente antidetonante.

La emisión de gases de combustión libres de plomo y la disminución de otros contaminantes como el monóxido de carbono (CO), óxidos de nitrógeno (NOx) e hidrocarburos (HC) es una importante contribución del MTBE.

Otro beneficio es el hecho de que este producto proviene de la petroquímica y no directamente de los procesos de refinación, de modo que al mezclarse con las gasolinas proporciona una disminución global en el consumo de crudo en el mismo porcentaje en el cual el MTBE se aplica a los combustibles. Lo anterior es una consideración importante si se reconoce la imperiosa necesidad de optimizar el consumo de la fuente principal de energía de este planeta que es el petróleo. A nivel experimental se están desarrollando energéticos alternativos, aunque su uso a nivel industrial no es posible actualmente.

Lo explicado anteriormente representan algunas de las razones que nos convencieron de desarrollar un trabajo relacionado con el MTBE, producto petroquímico cuya producción en México no solo podría representar beneficios de índole económico sino también se observa su utilidad en materia de mejoramiento ambiental.

Presentamos esta tesis, con la convicción de que estamos aportando una base de conocimientos que pudieran ser útiles para profundizar en los estudios económicos, en la investigación y en el desarrollo de la tecnología para la producción del MTBE. Adicionalmente el alumno de Ingeniería Química podrá encontrar en nuestro trabajo algunos criterios de dimensionamiento que serán una guía útil para encaminar sus trabajos relacionados con el desarrollo de proyectos

OBJETIVOS

El presente trabajo de tesis tiene como objetivos principales:

- 1.- Aportar los conocimientos básicos que puedan sustentar un anteproyecto relacionado con un problema actual como lo es el de la contaminación atmosférica y que por sus características propias represente un beneficio económico potencial dentro de la industria química en México.
- 2.- Presentar una idea tecnológica para la producción de MTBE desarrollada a partir de los datos publicados acerca de plantas similares existentes en el mundo.
- 3.- Desarrollar las Bases de diseño y el Balance de Materia y Energía para la planta seleccionada, empleando un simulador de procesos de tipo comercial y que sirvan de base para la elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso, Diagrama de Tubería e Instrumentación y Diagrama de localización de Equipos para el proceso propuesto.
- 4.- Proponer las condiciones de operación para la planta seleccionada en base a la simulación del proceso y los documentos de ingeniería básica considerados dentro del alcance del trabajo acompañados de un marco teórico para facilitar su interpretación
- 5.- Proporcionar a los estudiantes de Ingeniería Química, una idea clara de lo importante que es un Simulador de Proceso como herramienta de trabajo y presentar una recopilación de criterios y reglas prácticas, comúnmente aplicables a la elaboración de documentos de Ingeniería Básica y dimensionamiento de equipos.

CAPITULO I

GENERALIDADES

En este capítulo se presenta una revisión acerca de los fundamentos de las reacciones químicas y los principios fisicoquímicos que se aplican a la producción industrial del Metil Terbutil Eter, asimismo, haremos una revisión de las condiciones generales a las que se ajustan los procesos de producción más extendidos a nivel mundial y que serán explicados individualmente y a detalle en el Capítulo III.

Finalmente, en este capítulo se resume la información correspondiente a las propiedades físicas y químicas del MTBE y las sustancias participantes en el proceso de producción que serán de utilidad para comprender mejor el contexto químico del tema.

1.1. IMPORTANCIA Y UTILIDAD DEL MTBE

El MTBE fue sintetizado y caracterizado por primera vez en 1904 a través de la síntesis de Williamson, posteriormente durante la Segunda Guerra Mundial se realizaron extensos estudios en Estados Unidos que demostraron sus cualidades como componente de alto octano en combustibles, pero no fue sino hasta 1973 cuando la primera planta industrial inicio sus operaciones en Italia.

La reducción del contenido de plomo en las gasolinas a mediados de los años 70's permitió un drástico incremento en el consumo de los compuestos oxigenados para estabilizar el octanaje. Se demostró que el MTBE podía añadirse hasta en un 20% sin cambiar las propiedades de la gasolina ni alterar el diseño de los motores de combustión. Desde entonces, el MTBE ha sido considerado como una de las opciones más importantes para sustituir al Tetra Etilo de Plomo que por muchos años fue el principal agente antidetonante usado en todo el mundo.

Las regulaciones ambientales encaminadas a reducir la cantidad de plomo presente en el ambiente se ha logrado cumplir en muchos países gracias al uso de MTBE que ha adquirido especial importancia en Estados Unidos, Japón y Europa del Este. Sin embargo debe precisarse que las autoridades en materia de legislación ambiental no obligan al uso de MTBE pero indican que es la mejor vía para cumplir sus requerimientos.

En Estados Unidos, el uso de aditivos para la formulación de gasolinas esta regulado por la Environment Protection Agency (US EPA) a través del Acta del Aire Limpio (Clean Air Act). Los compuestos oxigenados han sido empleados oficialmente para reducir las emisiones de monóxido de carbono durante los meses de invierno en algunas ciudades de la Unión Americana estableciéndose su adición hasta lograr el 2% en peso de oxígeno, encabezando la lista de alternativas el MTBE.

Adicionalmente, en la mayoría de los países desarrollados se han implementado proyectos estratégicos para normalizar el uso de los convertidores catalíticos que permiten la combustión total de los hidrocarburos hasta bióxido de carbono y la reducción de los óxidos de nitrógeno hasta nitrógeno molecular (N_2). Este beneficio no sería posible sin la eliminación de plomo (Pb^{2+}) de las gasolinas convencionales que bloquea las partes activas de los catalizadores usados en los convertidores.

Desde el punto de vista de la petroquímica, la fabricación de MTBE permite disminuir el consumo de crudo por dos razones:

- 1^a) Introducir indirectamente en las gasolinas por medio de MTBE, metanol producido a partir de gas natural o carbón
- 2^a) Emplear las naftas en la producción de gasolina sin plomo reduciendo la severidad de operación de las unidades de reformado catalítico.

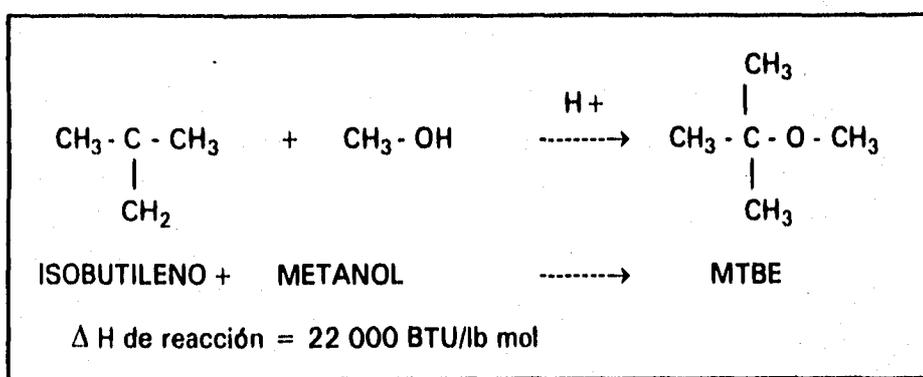
Asimismo, la eliminación de isobutileno de la fracción C_4 por formación de MTBE permite obtener olefinas lineales de alta pureza y facilitar las síntesis de diversos productos químicos. Otra ventaja asociada a la fabricación de MTBE es que permite reducir el contenido de olefinas del butano comercial y facilita el cumplimiento de la especificación en el contenido máximo de olefinas en este energético de uso muy extendido.

Finalmente podemos mencionar que por descomposición térmica de MTBE se obtiene isobutileno de alta pureza que tiene gran valor como materia prima para la petroquímica debido a que de éste último se obtienen compuestos muy específicos como alcoholes o aminas.

1.2 REACCIONES QUIMICAS

El proceso de producción de MTBE se basa en la reacción en fase líquida entre metanol e isobutileno en presencia de una resina de intercambio iónico de tipo ácido. Esta reacción tiene lugar en los reactores de las unidades de fabricación de MTBE y se expresa en la figura 1.1.

Figura 1.1 Reacción de formación del MTBE a partir de Metanol e Isobutileno.



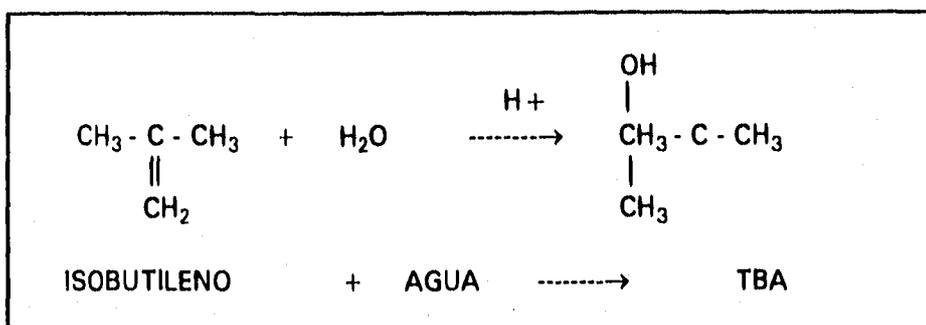
Esta reacción se produce con alta selectividad sobre catalizadores ácidos, generalmente resinas de intercambio iónico, fuertemente ácidas.

El equilibrio de la reacción favorece la formación de MTBE a bajas temperaturas en el rango de 50 a 100 °C y a la presión necesaria para mantener el sistema en fase líquida. En la práctica, la reacción sobre resinas se realiza en fase líquida y a baja presión la cual es próxima a 800 KPa (8.16 Kg/cm²) y a temperaturas moderadas del orden de los 40 a 60 grados centígrados.

Estudios experimentales muestran que la selectividad a MTBE crece del 85 al 99.6% al aumentar el metanol desde la proporción estequiométrica hasta 1.125 molar. Es por ello que generalmente se emplea un ligero exceso de metanol con respecto a este requerimiento estequiométrico en un rango del 10 al 20 %.

La reacción es totalmente selectiva, siendo el isobutileno la única olefina C₄ que reacciona en estas condiciones. Sin embargo, el agua que puede estar presente en los reactivos, reacciona fácilmente con el isobutileno formando alcohol terbutílico (TBA), por lo cual normalmente se controla el contenido de agua en las cargas. Esta reacción secundaria se muestra en la figura 1.2.

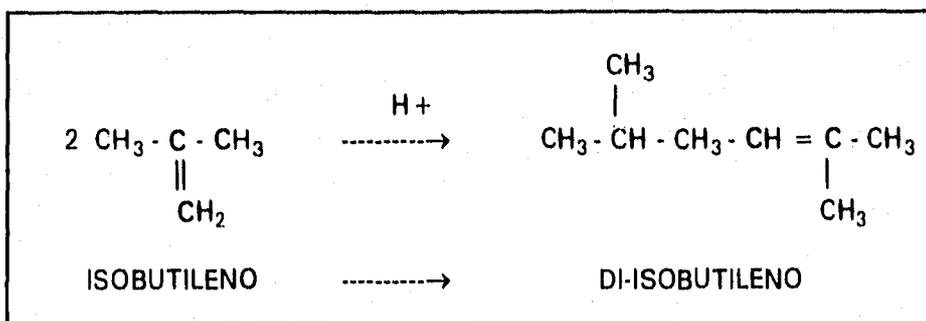
Figura 1.2 Reacción de formación de alcohol terbutílico a partir de isobutileno.



Puesto que se desprende calor durante la reacción es importante eliminarlo eficientemente para impedir que pueda dañarse el catalizador por elevación de temperatura y para evitar que el equilibrio químico sea desfavorable ya que el MTBE tiende a descomponerse a temperaturas elevadas.

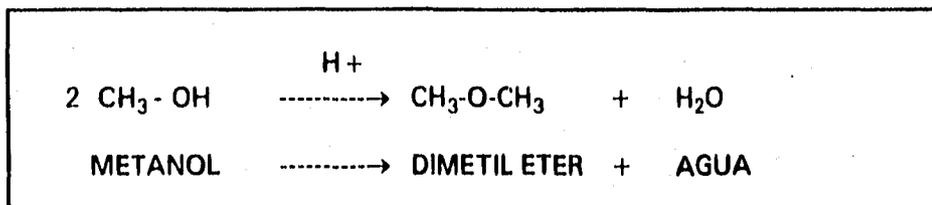
También a altas temperaturas se favorece la dimerización del isobutileno. Como consecuencia, es necesario incorporar en el reactor un sistema de reinoción de calor para favorecer la formación del MTBE y minimizar la formación de dímeros la cual se presenta según las ecuaciones mostradas en la figura 1.3.

Figura 1.3. Reacción de dimerización del isobutileno.



Otra reacción colateral que se produce por presencia de agua es la formación del dimetil éter la cuál se muestra en la figura 1.4.

Figura 1.4 Formación del dimetil éter a partir de dimerización de metanol.



La formación de di-isobutileno es apreciable cuando la relación metanol/isobutileno es estequiométrica, pero disminuye rápidamente y llega a ser despreciable al alcanzar una relación próxima a 1.125 molar.

Es esta una razón más para que generalmente se utilice en la reacción, el metanol en exceso aunque puede operarse con déficit de metanol y conseguir su conversión completa si no se desea una fracción C_4 residual de gran pureza. La inversión en este caso es menor al poderse prescindir de las instalaciones de recuperación de metanol, pero no se cumplen los objetivos de producción industrial.

1.3 EQUILIBRIOS QUIMICOS

El proceso de producción del MTBE encierra interesantes conceptos relacionados con el equilibrio de fases y otros factores fisicoquímicos que han sido estudiados exhaustivamente por los laboratorios de investigación de las compañías licenciatarias y cuyos resultados no han sido publicados pues forman parte de su acervo privado.

Lo expresado anteriormente, no ha impedido que se conozcan algunos datos muy generales que explican brevemente el comportamiento de los equilibrios entre las sustancias involucradas en el proceso, los cuales presentamos con el objeto de mejorar la comprensión del tema.

1.3.1 EQUILIBRIOS METANOL-MTBE

Existen dos fuentes de datos experimentales para este sistema binario. El primer autor de apellido Acosta⁽¹⁾, reporta el equilibrio L/V a 585 mm Hg. El sistema presenta en estas condiciones un punto azeotrópico cercano al 70 % mol. Para concentraciones en la fase líquida del MTBE menores a este valor, el éter presenta una volatilidad mayor que el metanol, como puede observarse en la figura 1.5.

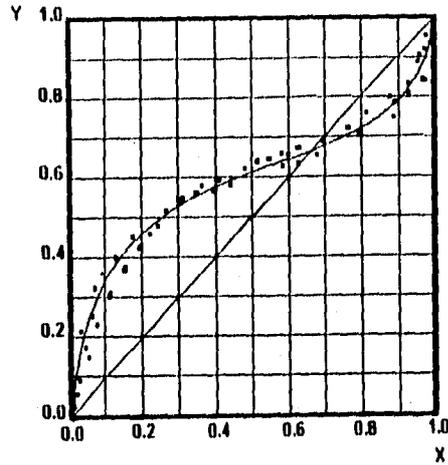
El ajuste de los datos se efectúa usando la ecuación de gas ideal para la fase vapor y el modelo NRTL para la fase líquida. Esta elección reproduce aceptablemente los valores experimentales.

El segundo autor: Alm & Ciprian⁽²⁾, reporta el equilibrio de este sistema a 1.033 Kg/cm². Como en el caso anterior, se localiza un azeótropo en 68.5 % mol (Figura 1.6).

Los datos son correlacionados empleando la ecuación virial hasta el segundo coeficiente para la fase vapor. La fase líquida es reproducida por el modelo de solución de Willson. Adicionalmente, este trabajo presenta los datos de presión de vapor de los componentes puros, ajustados mediante el modelo de Antoine.

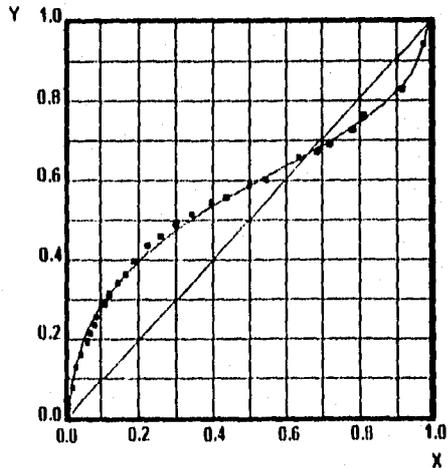
Comparativamente, ambos autores llegan a resultados similares, localizando un punto azeotrópico en la zona rica en MTBE para la fase líquida. La fase vapor, según se observa, parece seguir un comportamiento muy cercano a la idealidad.

Figura 1.5 Equilibrio Líquido-Vapor MTBE Metanol



Equilibrio líquido-vapor para el sistema MTBE (1) y Metanol (2) a 585 mmHg.
Acosta⁽¹⁾.

Figura 1.6 Equilibrio Líquido-Vapor MTBE Metanol



Equilibrio líquido-vapor para el sistema MTBE (1) y Metanol (2) a 1.033 kg/cm².
Alm & Ciprian⁽²⁾.

1.3.2. EQUILIBRIOS METANOL-FRACCIONES C₄

Los datos experimentales no se encuentran publicados. Se sabe que constituyen información confidencial de algunas compañías licenciatarias de tecnología de producción de MTBE. El comportamiento azeotrópico que presentan estos sistemas binarios es el que hace posible la separación del MTBE del metanol en la columna de destilación.

1.3.3. EQUILIBRIOS MTBE-FRACCIONES C₄

No existen reportados datos de equilibrio experimentales de ningún componente de la fracción C₄ con MTBE. Sin embargo existe un estudio realizado por Georgetown y Somerfield para el sistema cis-2-buteno/MTBE a 4.2 Kg/cm² abs. (60 psia), empleando el método predictivo de UNIFAC de contribución de grupos. Los cálculos efectuados por estos autores, prevén un comportamiento noble, sin formación de azeótropo, con la fase vapor cercana al comportamiento ideal. En su artículo, estos autores sugieren el empleo de este sistema para fines de diseño por carecer de mayores datos experimentales.

1.3.4. EQUILIBRIOS FRACCIONES C₄-FRACCIONES C₄

Las interacciones moleculares son muy poco significativas debido al hecho de que todos los componentes pertenecen a familias de hidrocarburos muy afines entre sí. Este comportamiento es extensivo para el isobutileno. El grado de desviación de la idealidad de los sistemas depende de la diferencia de polaridad de las moléculas que interactúan, la que puede considerarse como mínima. A continuación se muestran los datos de volatilidad relativa y puntos de ebullición reportados para la destilación de fracciones C₄.

Tabla 1.1. Volatilidad relativa y punto de ebullición. Componentes de fracción C₄.

Componente	Volatilidad Relativa	Punto de Ebullición
Isobutano	1.20	-11.7
Isobutileno	1.07	-6.9
1-buteno	1.04	-6.3
1,3-butadieno	1.00	-4.4
n-butano	0.87	-0.5
Trans-2-buteno	0.85	0.9
Cis-2-buteno	0.79	3.7

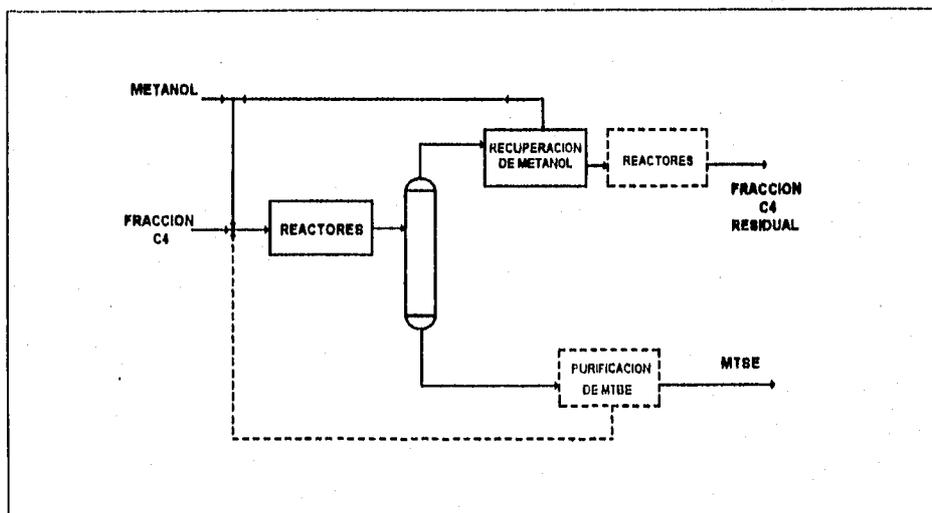
Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía (27).

1.4 CONDICIONES GENERALES DEL PROCESO

La corriente butanos-butilenos rica en isobutileno entra al proceso y se mezcla con metanol fresco y metanol recirculado. Esta mezcla se precalienta con vapor de baja presión a una temperatura adecuada para iniciar la reacción, a continuación la mezcla precalentada pasa al sistema de reactores.

Como se indicó anteriormente, la reacción es exotérmica y el calor generado debe ser removido de la zona de reacción. El control de la temperatura es esencial en este punto debido a que la reacción es reversible y como se explicó anteriormente la formación del MTBE se favorece a bajas temperaturas. La remoción de calor puede lograrse a través de un reactor tubular enfriado con agua o un enfriado externo por medio de fluidos de enfriamiento o corrientes recicladas.

FIGURA 1.7. Esquema general de producción de MTBE a partir de metanol y C₄.



Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía (27).

Los tipos de reactores utilizados así como su número varía según el proceso y el nivel deseado de conversión de isobutileno. Por lo general se usan reactores de lecho fijo con circulación de arriba a abajo, de lecho expandido con circulación de abajo a arriba o reactores tubulares con refrigeración exterior por agua.

El efluente del sistema de reacción se fracciona posteriormente en una columna de destilación llamada desbutanizadora o de purificación del MTBE. La cabeza está formada por hidrocarburos residuales: isobutano, n-butano y n-butenos que arrastran la mayoría del metanol en exceso por formación de azeótropos de punto de ebullición mínimo. Este es el principio de la separación de MTBE del metanol, ya que como sabemos el metanol es el compuesto de menor punto de ebullición en el sistema.

Por el fondo de la columna se obtiene MTBE con algunos contaminantes como alcohol terbutílico, dímeros de isobutileno y bajas proporciones de butilenos y metanol que es enfriado y enviado a almacenamiento.

El MTBE con pureza mínima de 96 % no requiere purificación, excepto para casos muy especiales en donde pueden usarse diversos métodos tales como; destilación múltiple o azeotrópica con n-pentano, DMSO, etilenglicol, propilenglicol, glicerina, etanol-amina, isopropanolamina, TBA o dimetilformamida, o bien con tamices moleculares, todos estos métodos darán una pureza mínima de 99%.

La presión de la columna esta fijada por la necesidad de recuperar el máximo de metanol en el domo y esto se consigue elevando la presión de operación. Así, si el contenido de isobutileno en la carga es alto, se opera a presión más elevada que con alimentaciones diluidas caso en el que se diseña la columna de modo que opere con vapor de baja presión en el rehervidor.

El metanol se recupera de la fracción C_4 (corriente de domos) por medio de un proceso extracción con agua y destilación binaria o por medio de un sistema de filtrado molecular adsorción-desorción. El Metanol recuperado se recircula a la carga del sistema de reactores. Los butanos butilenos pasan a un proceso de secado y se envían a límites de batería.

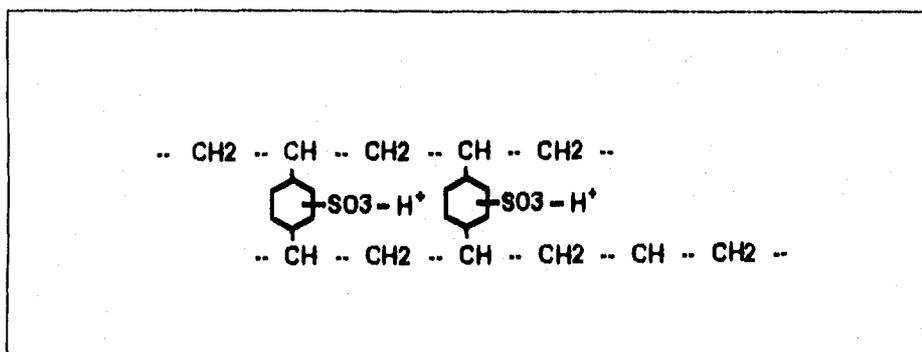
1.4.1. CATALIZADORES

La reacción de formación del MTBE a partir de isobutileno y metanol se denomina reacción de eterificación y es catalizada por ácidos fuertes, generalmente resinas de intercambio iónico. Solo en países como Hungría y Arabia Saudita se investigó recientemente la utilización del ácido sulfúrico como catalizador aunque parece que sin mucho éxito. Los problemas asociados a la manipulación de ácidos fuertes, fundamentalmente la corrosión, han impedido el desarrollo industrial de estos procesos.

Los procesos actuales utilizan resinas catiónicas sulfonadas que tienen como base un copolímero de estireno y el divinilbenceno que poseen un carácter fuertemente ácido. El proceso de fabricación de la resina se fundamenta en polimerizar estireno con divinilbenceno grado técnico (mezcla de isómeros) que actúa como reticulante.

La reactividad de la resina o la variación de volumen en contacto con disolventes puede modificarse cambiando las proporciones relativas de los monómeros ó aumentando el tamaño de los poros, lo cuál se logra realizando la polimerización en presencia de compuestos inertes que son eliminados posteriormente por evaporación o extracción una vez formada la red. El copolímero se trata con agentes sulfonantes tales como ácido sulfúrico o clorosulfónico, que introducen los centros activos (sulfónicos) a la red. La figura 1.8 muestra la estructura típica de la resina Amberlyst 15.

Figura 1.8 Estructura de la resina Amberlyst 15.



Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía. (Ref 27)

En una planta en operación, las resinas empleadas como catalizador tienen una vida que es del orden de dos a tres años. Son relativamente baratas y ampliamente disponibles en el mercado ya que comercialmente tienen numerosas aplicaciones. Para efectos de catálisis estas resinas se comportan como ácidos fuertes, pero tienen además las siguientes ventajas:

- 1) Se separan fácilmente del medio reaccionante.
- 2) Su actividad se controla variando el tamaño de malla y de poros.
- 3) Se pueden usar tanto en reacciones sólido-líquido como sólido-vapor.
- 4) Permiten el desarrollo de procesos continuos.
- 5) No producen subproductos.
- 6) No aumentan la cantidad de agua residual ni su contenido de contaminantes.
- 7) No son corrosivas.
- 8) No se deforman en caliente.

En su manipulación deben tenerse en cuenta que a temperaturas mayores a 120 °C, se desactivan por pérdida de sus centros y que su volumen varía según el medio en que se encuentren. Con respecto a este último punto, podemos decir que el volumen es máximo con agua, disminuye algo en compuestos hidrófobos (hidrocarburos) y sufren la mayor contracción con compuestos hidrófilos (alcoholes).

Así por ejemplo la contracción es de un 5% al pasar de agua a metanol, y de un 20 a 30% al pasar a una mezcla de butenos y MTBE. Las resinas macroporosas son más rígidas y se contraen menos que las geliformes, de esta forma, pueden utilizarse en reactores construidos con aceros inoxidable tipo 316L, o en reactores recubiertos con material polimérico.

Los compuestos básicos o catiónicos actúan como veneno de estos catalizadores, debido a que o bien neutralizan los grupos ácidos o bien intercambian iones con ellos. Así, son venenos el amoníaco, la sosa cáustica, los disolventes básicos de extracción del butadieno tales como la *m*-metil pirrolidona (MMP), dimetil formamida (DMF), etc. El agua no afecta al catalizador hasta niveles superiores a 1000 partes por millón.

Existen diversas compañías para la fabricación de resinas catiónicas que a su vez pueden usarse como catalizadores en la fabricación del MTBE tales como Rohm and Haas Amberlyst 15, Bayer Lewatit, Dow Dowex, Diamon Shamrock, etc.

1.5 PROPIEDADES DEL MTBE

1.5.1. PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS

El MTBE es un líquido incoloro, ligero, con un olor característico a terpeno*, sus más importantes propiedades físicas son:

Punto de congelación:	-108.6 °C
Punto de Ebullición:	55.3 °C
Densidad relativa	1.3692
Constante dieléctrica a 20 °C	4.5
Viscosidad a 20 °C	0.36 mPa/s
Tensión superficial:	20 mN/m
Calor específico:	2.18 kJ/kgK
Calor de vaporización a P.Eb:	337 kJ/kg
Calor de formación a 25 °C:	-314 kJ/mol
Calor de combustión:	-34.88 MJ/kg
Punto flash:	-28 °C
Temperatura de ignición:	460 °C
Limites de explosividad en aire:	1.65-8.4 % vol
Temperatura crítica:	224.0 °C
Presión crítica:	3.43 MPa
Constante dieléctrica a 20 °C	4.5

* Terpeno. Nombre genérico de los hidrocarburos cuyo tipo es el terebenteno, esencia de la trementina que se extrae de resinas de pino, arce y terebinto usada para la elaboración de barnices, disolventes, etc.

La presión de vapor, densidad y solubilidad en agua así como la composición y puntos de ebullición de los azeótropos con agua y metanol se presentan en las tablas 1.2 y 1.3. El MTBE tiene una miscibilidad ilimitada con todos los solventes orgánicos ordinarios y todos los hidrocarburos.

El MTBE es muy estable bajo condiciones alcalinas, neutras y débilmente ácidas. En presencia de ácidos fuertes se descompone en metanol e isobutileno. Este último reacciona para formar oligómeros de isobuteno.

Tabla 1.2. Presión de vapor, densidad y miscibilidad del MTBE

Temperatura (° C)	Presión de Vapor (kPa)	Densidad (g/cm ³)	Miscibilidad	
			Agua en MTBE	MTBE en Agua
0	10.8	0.7613	1.19	7.3
10	17.4	0.7510	1.22	5.0
12		0.7489		
15		0.7458		
20	26.8	0.7407	1.28	3.3
30	40.6	0.7304	1.36	2.2
40	60.5		1.47	1.5

Fuente: Ullmann's. Encyclopedia of industrial Chemistry (48).

Tabla 1.3. Azeótropos binarios con MTBE

	Punto de Ebullición °C	Contenido MTBE % peso
MTBE-agua	52.6	96
MTBE-metanol	51.6	86
MTBE-metanol (1.0 MPa)	130	68
MTBE-metanol (2.5 MPa)	175	54

Fuente: Ullmann's. Encyclopedia of industrial Chemistry (48).

Tabla 1.4. Propiedades Fisicoquímicas del MTBE

Estructura	(CH ₃) ₃ COCH ₃ .
Fórmula molecular	C ₅ H ₁₂ O
Peso molecular	88.15
Oxígeno (% peso)	18
Octano (R + M)/2	110
Punto flash	- 28 °C
Punto de ebullición a 760 mmHg	53.56 °C
Densidad a 25 °C	0.754 g/ml
Viscosidad a 25 °C	19.07 cp
Tensión superficial 25 °C	116.9 din/cm
Volumen molar	7.4 cc/g-mol

Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía(27).

1.5.2. TOXICOLOGIA

Extensos estudios toxicológicos han sido llevados a cabo para determinar los efectos del MTBE en ratas y conejos. En ratas LC50 es 85,000 mg/m³ STP en aire durante cuatro horas de exposición o la LD50 en la piel de ratas es 4.0 g/kg de peso en el animal.

La toxicidad oral del MTBE se encuentra en la denominación de ligeramente tóxico, la LD50 en ratas es de 4.0 g/kg de peso en el animal.

El MTBE es ligeramente narcótico e irritante para la piel y los ojos; no produce efectos neurotóxicos. En estudios de inhalación subcrónica se encontró que no produce ningún efecto en ratas, las pruebas de toxicidad subcrónica en conejos y monos también produjo resultados negativos. Cuando se hicieron pruebas en bacterias y glándulas mamarias, el MTBE no produjo ningún efecto mutagénico.

Las pruebas realizadas a concentraciones superiores a 2,500 ppm en ratas y ratones no produjeron ninguna malformación en las crías y no afectaron la fertilidad de los adultos.

CAPITULO II

ASPECTOS ECONOMICOS

En esta sección hemos realizado un breve análisis de los aspectos económicos más importantes que envuelven el tema de los compuestos oxigenados. Este análisis está estructurado para abordar los siguientes temas:

- 1.- Estadísticas y proyección en el consumo mundial de gasolinas.
- 2.- Regulaciones ambientales sobre la formulación de gasolinas.
- 3.- Proyecciones acerca del consumo de compuestos oxigenados.
- 4.- Estadísticas de precios en el mercado mundial del MTBE
- 5.- Estadísticas relativas al costo de inversión y producción del MTBE

En base a los anterior, el primer objetivo de la sección es el dar un panorama general de la importancia que jugarán los compuestos oxigenados y en especial el MTBE en la economía mundial.

Otro objetivo, es presentar una idea de la forma en que el precio del MTBE se establece de acuerdo a los efectos que causa en parámetros secundarios como el octanaje de las gasolinas o el consumo de materias primas.

Finalmente presentamos las estadísticas de un estudio realizado por la Dewitt & Company Incorporated para la estimación de los costos de inversión y producción de una planta de MTBE de referencia.

2.1. EL CONSUMO DE GASOLINAS ESTADISTICAS Y PREDICCIONES

Los aspectos económicos relativos a la fabricación y el empleo del MTBE y otros compuestos oxigenados están totalmente ligados a la fabricación y consumo de gasolinas. Por otra parte, los argumentos ecológicos que justifican el empleo de los compuestos oxigenados, han venido ganando importancia ante la lucha contra el deterioro ambiental especialmente en las grandes ciudades de los países industrializados.

ESTADOS UNIDOS

Estados Unidos es por mucho el principal consumidor de gasolina en el mundo y está a la vanguardia en el empleo de gasolinas con bajo contenido de plomo. Se consumen tres tipos de gasolina: Regular RON 87 (70 % del total de su consumo), Mid Grade RON 89 (10 %) y Premium RON 93 (20 %).

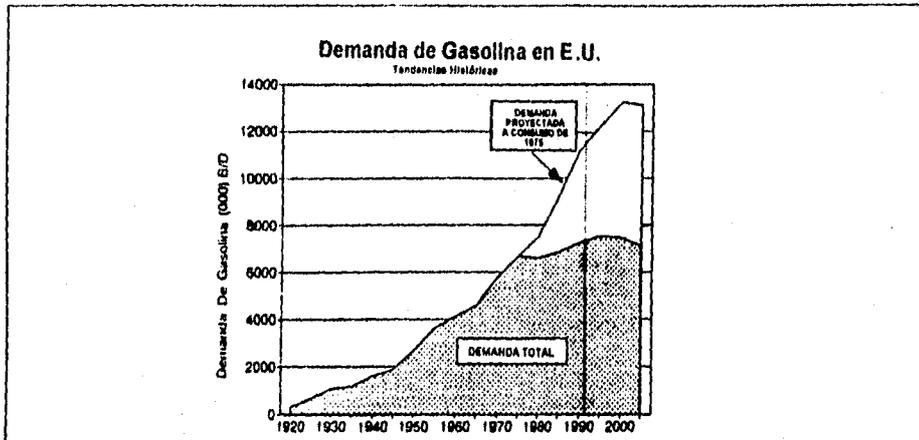
En 1992 la demanda total fue de 7.2 millones de barriles al día (B/D), lo que significa 110 mil millones de galones al año. Cada persona en EU consume entre 1.0 y 1.5 galones por día y se estima que existen más de 100 millones de vehículos que recorren un promedio individual de 10,000 millas al año.

En los últimos años, la demanda de gasolinas en EU ha permanecido relativamente constante. La creciente demanda en el número de vehículo ha sido equilibrada por el mejoramiento de la eficiencia de los automóviles.

De esta forma se ha observado que el consumo desde 1920 (250,000 B/D) aumentó 4 % cada año hasta 1970 donde el consumo fue de 6 millones BD. En esa época el promedio de eficiencia de los automóviles era de 13.52 millas/galón. A partir de entonces, se emitieron leyes que obligaban a las constructoras a mejorar su eficiencia.

Para 1992 el consumo se ha estabilizado en 7.2 millones B/D y la eficiencia promedio fue de 22.0 millas /galón. Las regulaciones actuales establecen que la meta de será de 27.0 millas por galón. La industria automotriz ha podido cumplir con estos requerimientos al fabricar automóviles cada vez más eficientes lo que ha dando gran éxito al programa.

Figura 2.1 Demanda de gasolinas en Estados Unidos.



Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 (35).

CANADA Y LATINOAMERICA

Esta región geográfica la comprenden Canadá, México, los países del Caribe, Centro y Sudamérica. Como es de esperarse el mercado de gasolina en Canadá no es muy diferente del mercado estadounidense. El resto de los países considerados en esta zona presenta una demanda menor aunque la población sumada de estos países es 78 % mayor que la de EU.

CANADA

La población canadiense está concentrada principalmente en áreas urbanas y su consumo es muy semejante al de cualquier ciudad en EU. (0.85 gal/día/persona en Nueva York, contra 0.79 gal/día/persona en Columbia). La gasolina mayormente empleada es de bajo contenido de plomo y se considera de calidad media alta, con un número de octano RON de 97 que representa un sustancial cambio con respecto a la gasolina que se consumía 1989 la cuál era de calidad regular.

La demanda de gasolina en Canadá ha sido regular desde 1991 y se prevé que tendrá un tendencia de crecimiento de 1.2 % anual a partir de 1995 con vistas al año 2000. Sin embargo no se tienen datos de planes para adoptar un mayor contenido de oxigenados en la formulación de la gasolina.

MEXICO

En México la demanda de gasolinas es semejante a la de Venezuela y a la de algunos países europeos. En los últimos años ha presentado un alto crecimiento del orden de 4% anual y se espera que seguirá con esta tendencia. Datos recientes obtenidos de los anuarios de Pemex se presentan a continuación:

Tabla 2.1 Consumo de gasolina en México

GASOLINA	Consumo reportado en miles de barriles diarios.		
	1992	1993	1994
Gasolina Nova	339	324	264
Gasolina Magna Sin	65	92	105

Fuente: Memoria de Labores 1994. PEMEX (40).

Se puede observar que la gasolina que se consume mayoritariamente es la Nova, de alto contenido de plomo (0.91 g/US gal) y considerada regular baja con un número de octano RON de 80 antes de la adición de plomo.

Algunas compañías relacionadas al tema, consideran que en México existe un mercado potencial muy grande para los compuestos oxigenados. Aunque no existe ninguna regulación para el empleo de MTBE, éste ha comenzado ya a utilizarse en la gasolina Magna Sin y se ha iniciado el uso del convertidor catalítico desde 1990. Los datos del producción e importación de MTBE en México en los últimos tres años se muestran a continuación:

Tabla 2.2 Consumo de gasolina en México.

MTBE	Datos de Producción (miles de toneladas)			
	1991	1992	1993	1994
	15	45	49	61
MTBE	Datos de Importación (millones de dólares US)			
	1992	1993	1994	
	111	95	123	

Fuente: Memoria de Labores 1994. PEMEX (40).

Se puede observar claramente la tendencia al incremento del consumo del MTBE, principalmente estimulado por el uso del convertidor catalítico y por la necesidad de resolver los graves problemas de contaminación que sufre la Ciudad de México, cuya altitud de 2,200 metros y una atmósfera enrarecida de oxígeno presenta las condiciones para sobrepasar todas las regulaciones internacionales de concentración de contaminantes, por lo que el empleo de MTBE será recomendado en la misma forma en que se ha hecho en las zonas críticas de los Estados Unidos.

AMERICA CENTRAL Y DEL CARIBE

En América Central, la gasolina requerida se produce localmente y es considerada de muy alto contenido de plomo (1.2 a 3.8 g/US gal) dependiendo el país. En esta área la economía no se ha desarrollado suficientemente, la población es esencialmente rural, no se emplea el convertidor catalítico y consume muy poca gasolina, por lo que no se prevé que exista un importante incremento en el consumo de gasolina u oxigenados.

SUDAMÉRICA

En Sudamérica se emplea de manera general gasolina con alto contenido de plomo, (1.14 g/US gal en Uruguay, 3.22 g/US gal en Venezuela). El consumo ha decrecido en los últimos años y no existen planes ni incentivos para normalizar el uso de compuestos oxigenados en las gasolinas a excepción de Venezuela y Argentina donde existen algunas plantas que producen MTBE se contemplan planes para regularizar el octanaje de las gasolinas vía compuestos oxigenados.

Especial mención merece Brasil, donde se ha hecho extensivo el uso de etanol como combustible sustituto directo y en mezclas con gasolina tipo Gasohol lo cual es un hecho único en el mundo. Sin embargo esta estrategia no tiene propósitos ambientalistas y aunque ha dado resultados satisfactorios, no se prevé un consumo similar en otros países.

Tabla 2.3 Demanda de gasolinas en Canadá y Latinoamérica.

PROYECCIONES DE LA DEMANDA DE GASOLINAS

	<u>1982</u>	<u>1986</u>	<u>1991</u>	<u>1995</u>
SUDAMERICA	813	875	798	845
CANADA	628	566	600	630
MEXICO	<u>361</u>	<u>359</u>	<u>440</u>	<u>518</u>
TOTAL	1802	1800	1838	1993

Fuente: MTBE Annual, Dewitt & Company Incorporated, 1993 (35).

EUROPA

Considerada como un todo, Europa representa el segundo más grande mercado de gasolina en el mundo. La demanda total en 1991 fue ligeramente menor a los 3 millones de barriles por día, algo así como el 40 % del consumo Estadounidense. Como dato adicional podemos decir que consumo per capita en Europa es de 0.5 gal/día/persona contra el 1.48 gal/día/persona de EU. Varios factores contribuyen a esta diferencia:

- La población europea es más densa y el promedio de distancias recorridas es menor.
- El transporte ferroviario es más común lo que reduce el tráfico automotriz en distancias cortas.
- Las políticas fiscales han promovido desde hace muchos años el uso automóviles pequeños a través de una alto impuesto a los combustibles.
- El uso de diesel en automóviles particulares está bastante extendido.

Con respecto a la calidad de las gasolinas se debe hacer una distinción entre los países del Norte y los del Sur. En los países Sureños como Francia, Grecia, Italia, Portugal, España, y Turquía, la gasolina con plomo se consume en un 93 %. En los países del Norte el consumo de gasolina con plomo se ha reducido hasta un 50 %.

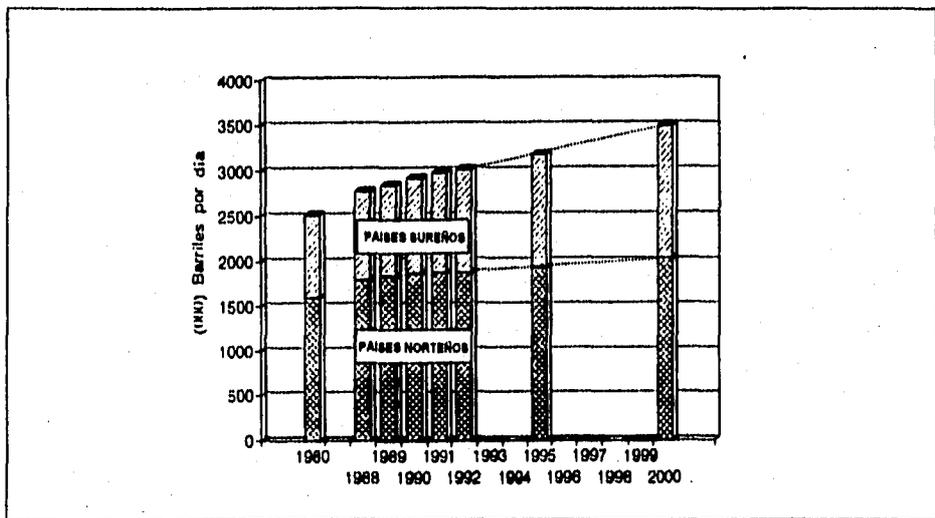
Las gasolinas con plomo son de alto octanaje (RON 90 mínimo) y muchas de ellas están desapareciendo. Únicamente se conservan en el mercado las de grado Premium (0.57 a 1.51 g/US gal y RON 90) y las libres de plomo Regular (RON 91), Super Premium (RON 98) y la Premium Eurogrado y que tiene un octanaje de RON 95.

El consumo de gasolina en el Norte de Europa ha presentado un bajo crecimiento de 0.5 % anual. Por otro lado el crecimiento en el consumo en los países sureños ha sido del 3% anual, las predicciones indican que estas tendencias se mantendrán hasta el año 2000 cuando el consumo total de Europa llegará a los 3,500 millones de barriles diarios.

Los sistemas de filtros de carbón junto con los convertidores catalíticos han sido empleados para reducir las emisiones en los automóviles. Para fines de 1995 el 50% de los automotores usarán convertidor y se espera que para el año 2000, la proporción llegue al 80 %.

Adicionalmente se han llevado a cabo ambiciosos proyectos encaminados a perfeccionar el uso del motor diesel y convertidor catalítico para disminuir las emisiones de monóxido de carbono, hidrocarburos, óxidos de nitrógeno y partículas hasta concentraciones cercanas a los límites técnicamente posibles. En todos estos programas el desarrollo e implementación de procesos para producir MTBE y otros oxigenados representan caminos más viables para lograr los objetivos propuestos.

Figura 2.2 Demanda de gasolinas en Europa.



Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 (35).

2.2. EL CONSUMO DE MTBE ESTADISTICAS Y PREDICCIONES

ESTADOS UNIDOS

El Clean Air Act, ha establecido diversas reglamentaciones tendientes a disminuir la contaminación en áreas críticas de los Estados Unidos. Es por tanto esta ley la que ha provocado un espectacular crecimiento en la demanda de MTBE. En resumen los lineamientos más importantes que se han establecido se enlistan a continuación.

- 1) Junio de 1992. La gasolina vendida en verano deberá tener una presión de vapor de 7.8 psi en los estados del sur y de 9.0 psi en el resto del país.

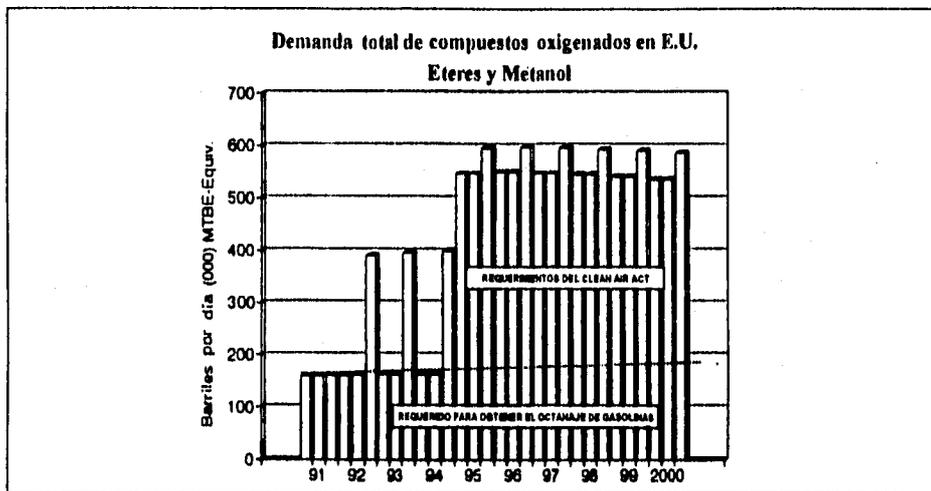
El principal efecto fue el eliminar el n-butano de la formulación de las gasolinas. El contenido de oxigenados no fue alterado y se mantuvo en 45,000 B/D de MTBE y 62,000 B/D de etanol.

- 2) Noviembre de 1992. La gasolina vendida en invierno en las áreas críticas por contaminación de CO, deberán contener un mínimo de 2.7 % de oxígeno en peso. Lo anterior implica una adición de MTBE en 15 % vol. ó 7.8 % de etanol. Esta regulación fue substancialmente cumplida y la demanda de MTBE creció a 230,000 B/D.

- 3) Enero de 1995. Se establecen normas que obligan a reformular las gasolina vendidas en 9 áreas críticas por contaminación de ozono. Los parámetros a cumplir son: contener al menos 2.0 % peso de oxigenados (11 % vol. MTBE), presión de vapor de 7.2 psi en el Sur y 8.1 psi en el Norte, reducción del contenido de Benceno de 2.5 % a 1.0 % y reducción del contenido de aromáticos de 32 % a 25 %.

Estos cambios representan un reto para las refinerías que deberán implementar sistemas de eliminación de benceno y procesos de desbutanización. El MTBE jugará un papel muy importante para mantener las especificaciones de octanaje.

Figura 2.3 Consumo de MTBE en Estados Unidos.



Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 [36].

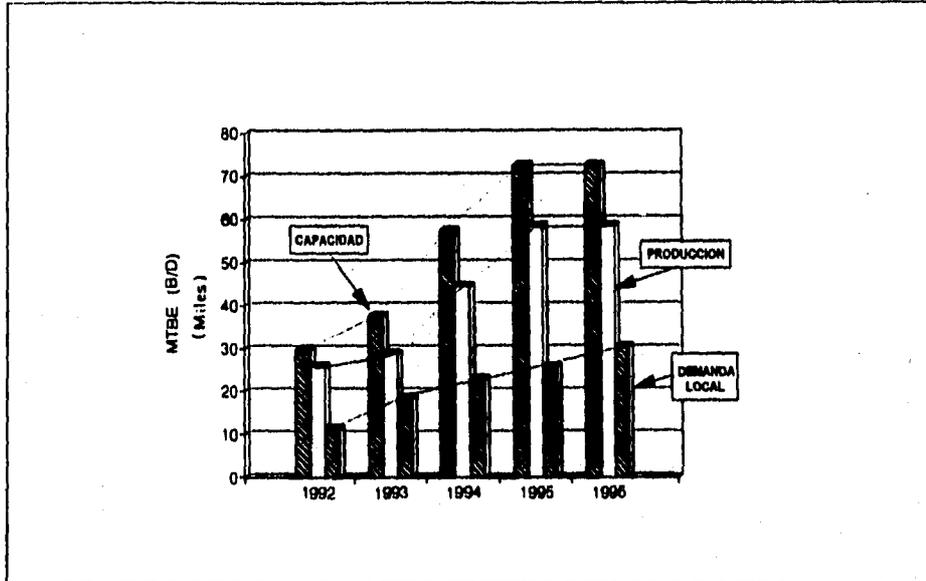
CANADA Y LATINOAMERICA

Esta región de manera global ha mantenido un crecimiento constante en la demanda de MTBE y otros oxigenados. En especial países como Canadá, México, Venezuela, Brasil y Argentina, deberán desarrollar sus instalaciones petroquímicas para satisfacer su demanda local (30,000 B/D en 1996) ya que la importación resultará incosteable.

En México, la capacidad productiva se estima en 2,000 B/D y se estima que el déficit para satisfacer el consumo interno supera los 5,000 B/D, cantidad que ha sido importada desde 1990 (250,000 ton/año).

Resultan sin embargo más interesantes las predicciones de algunas compañías Estadounidenses que indican que estos países serán exportadores netos de MTBE, TAME y ETBE, lo que podría representar una producción cercana a los 60,000 B/D para 1996 con una capacidad instalada de mayor a los 70,000 B/D con tendencias de crecimiento.

Figura 2.4 Consumo de MTBE en Canadá y Latinoamérica.



Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 (35).

EUROPA

Las regulaciones de 1992 encaminadas a disminuir el contenido de plomo en las gasolinas han provocado un constante aumento en el consumo de oxigenados para recuperar los niveles de octano.

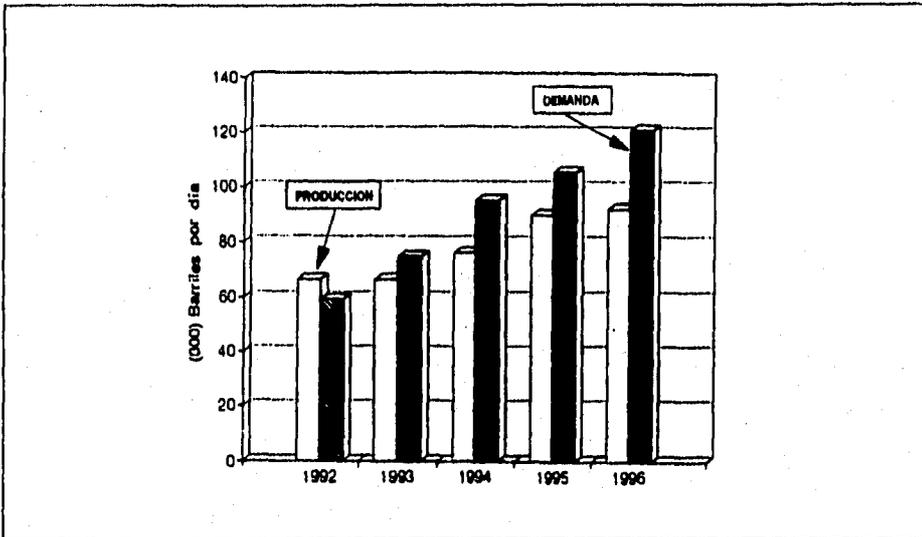
Este proceso ha sido más evidente en los países del Sur de Europa donde los niveles de octano deberán incrementarse de 88.84 a 90.11 con un consiguiente aumento de la demanda de MTBE de 25,000 B/D en 1992 a 84,000 B/D en 1995. En comparación, los países de Europa del Norte pasarán de 90.11 a 90.18 por lo que se ha mantenido la demanda de MTBE de 33,600 B/D en a 34,300 en 1995.

En Europa se están llevando a cabo estudios muy profundos para establecer las regulaciones en materia de emisiones y reformulación de gasolinas y que podían estar terminados en 1996. Se prevé que se igualarán e incluso se superarán las estrictas

regulaciones implementadas en los Estados Unidos. Incluso existen planteamientos serios para producir masivamente los llamados bio-combustibles que estabilizan las emisiones de dióxido de carbono (CO₂).

Finalmente podemos indicar que la demanda mundial de MTBE se incrementará en los próximos años. Se tienen datos de que el consumo en 1992 fue de 221,000 B/D y que en 1996 crecerá hasta 527,000 B/D.

Figura 2.5 Consumo de MTBE en Europa.



Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 (35).

ASIA Y EUROPA DEL ESTE

Dentro de las estadísticas del consumo y producción del MTBE, se tienen datos muy limitados para la Unión Soviética, la Europa Ex-Socialista y los países Asiáticos. Se puede mencionar que aunque el consumo de gasolina es en términos generales mediano, el consumo promedio de MTBE es muy bajo.

Solo en países del Medio Oriente altamente productores y exportadores de petróleo como Kuwait, Saudi Arabia, Libia, Katar, Irán, o países del Lejano Oriente que han alcanzado un alto desarrollo y requieren gasolinas de primera calidad como Japón, Corea, Indonesia, Malasia y Singapur, se producen o consumen significativamente los compuestos oxigenados entre los que destaca invariablemente el MTBE.

Existen algunas plantas pequeñas con capacidades menores a los 50,000 ton/año instaladas en Japón, China y Yugoslavia.

También existen plantas de tamaño mediano (50,000 a 150,000 ton/año) en Japón, Taiwan, Corea, Saudi Arabia, Israel, Bulgaria, Checoslovaquia de las cuales no se tienen datos suficientes para poder realizar un análisis completo pero que pueden relacionarse con plantas de capacidad similar instaladas en Italia, Francia, Alemania, Brasil, Venezuela, Bélgica, Finlandia, España, México (Pajaritos 80,000 ton/año) y el promedio de las plantas en Estados Unidos.

Es importante mencionar que existen algunas plantas muy importantes instaladas en Asia como las de las compañías Petronas en Malasia (308,000 ton/año), TASCOS en Taiwan (126,000 ton/año), Sabic-1 (500,000 ton/año), Ibn Sina y Sabic-2 en construcción en Saudi Arabia (700,000 ton/año cada una), etc. que compiten en capacidad con algunas de las más importantes plantas instaladas en Holanda (ARCO 580,000 ton/año), Francia (ARCO 580,000 ton/año), Venezuela (Superoctanos 500,000 ton/año) y los Mega Complejos de ARCO en Channelview Texas de 1,760,000 ton/año y Texas Petrochemical en Houston de 840,000 ton/año.

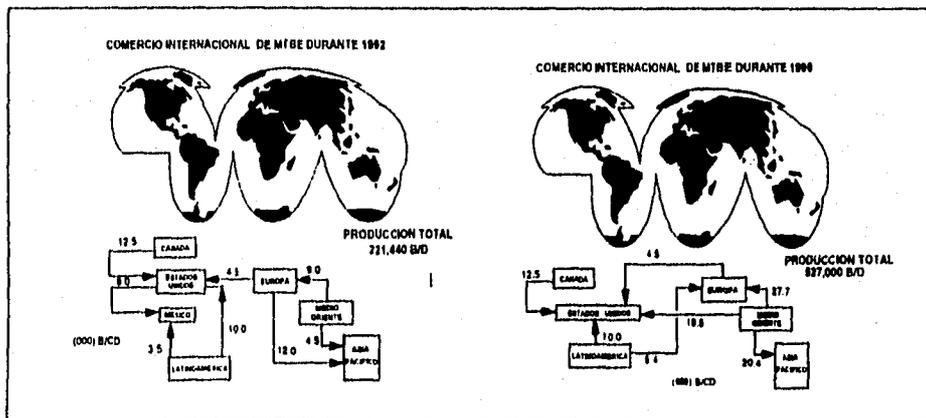
A continuación se presentan los datos globales de capacidad, producción y consumo de MTBE en todo el mundo incluyendo Asia.

Tabla 2.4 Estadísticas mundiales de producción y consumo de MTBE. (barr/día)

País		1992	1993	1994	1995	1996
E.U.	Capacidad	140,000	203,200	246,650	295,000	323,000
	Producción	95,400	142,240	147,990	250,750	263,300
	Consumo	114,400	143,000	150,150	294,310	309,800
Canadá y Latinoamérica	Capacidad	30,000	37,725	57,400	72,650	72,650
	Producción	26,000	29,000	44,555	54,800	54,800
	Consumo	11,500	18,500	23,000	25,750	30,500
Europa	Capacidad	83,000	90,213	95,088	105,588	114,588
	Producción	66,500	68,148	76,070	89,724	92,100
	Consumo	59,000	79,925	95,000	105,274	120,700
Africa y Medio Oriente	Capacidad	15,000	26,475	46,369	65,270	99,770
	Producción	13,000	21,180	30,135	55,460	80,200
	Consumo	0	4,000	10,700	11,000	12,600
Asia y Lejano Oriente	Capacidad	25,000	32,496	35,718	37,643	41,068
	Producción	20,000	26,000	26,000	30,000	33,000
	Consumo	36,500	41,143	45,900	48,000	53,400
Total del Mundo	Capacidad	293,000	390,109	481,216	576,151	651,076
	Producción	221,400	286,568	324,750	484,334	527,000
	Consumo	221,400	286,568	324,750	484,334	527,000

Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 [35].

Figura 2.6 Comercio Mundial del MTBE en 1992 y predicciones para 1996.



Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 [35].

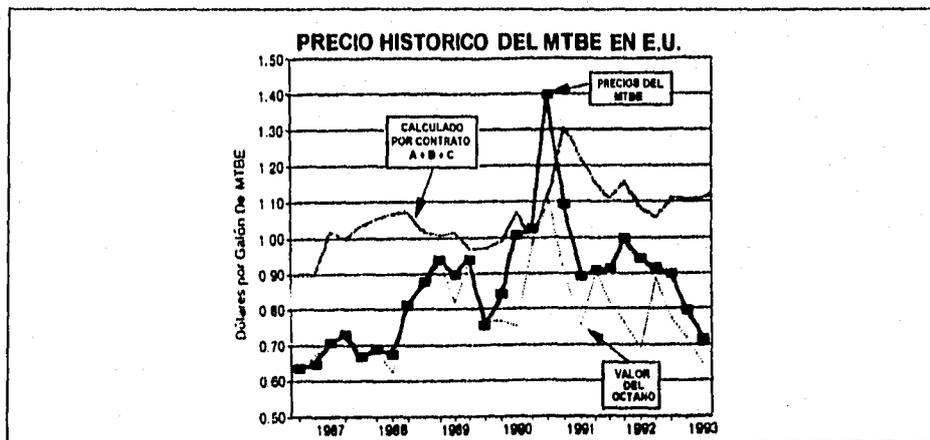
2.3. TENDENCIAS DE LOS PRECIOS PARA EL MTBE

El precio del MTBE en E.U. fué originalmente fijado por cada refinería en base al valor del nivel de octano en la gasolina y los gastos asociados con la experimentación de mezclas con esta nueva sustancia. Posteriormente el MTBE se hizo más disponible y los principales productores acordaron fijar los precios en base al valor producir gasolina de alto octano. De esta forma, el precio del MTBE (octano 110) dependía de la diferencia entre el costo de la gasolina regular (octano 87) y la gasolina Premium. (octano 92).

De esta forma, el precio del MTBE resultaba atractivo pero impredecible ya que su comportamiento era inestable de acuerdo a la época del año y otros factores. La influencia del Clean Air Act, trajo consigo una nueva forma de fijar los costos del MTBE. Se entendió al MTBE no solo como un componente de alto octano sino también como un componente esencial para las estrategias ambientales del país.

La compañía ARCO, líder mundial en la producción de MTBE, estableció tratados para fijar el precio bajo el esquema de producción a partir de n-butano y metanol. De esta forma el precio se acercó razonablemente a los costos de inversión y producción en una planta petroquímica. A partir de 1992, se establecieron nuevos acuerdos que adicionan un factor de valor del octano y actualmente el precios fluctúan entre dos límites impuestos por los costos de producción y las tendencias del valor del octano. La figura siguiente muestra los precios históricos del MTBE bajo el esquema explicado.

Figura 2.7 Precios del MTBE en Estados Unidos.

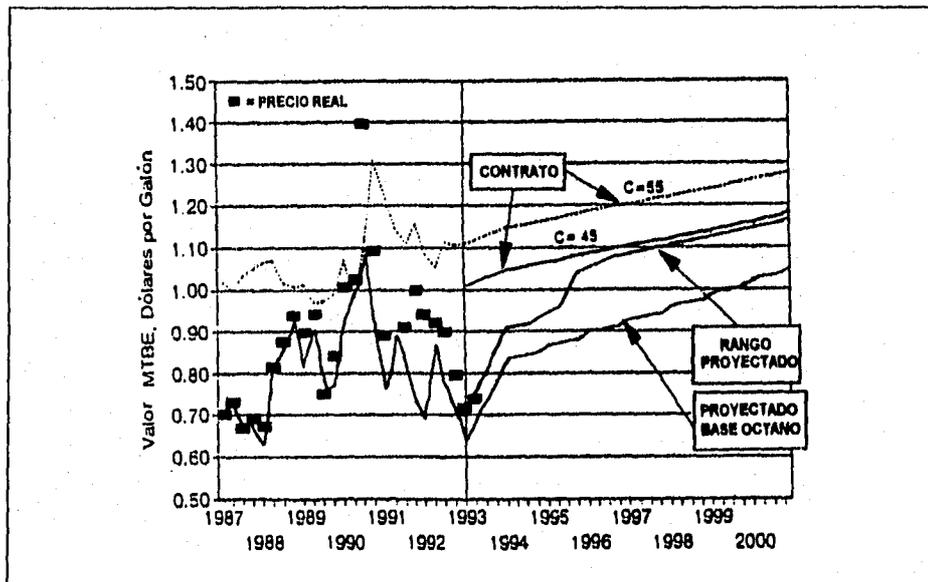


Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 (36).

Las predicciones establecen el siguiente escenario:

- 1.- El MTBE será el principal pero no el único compuesto oxigenado empleado para la formulación de gasolinas.
- 2.- El consumo de gasolinas aumentará lentamente siendo especialmente importante el aumento en el consumo de gasolinas oxigenadas que tendrán como objetivo el cumplir las regulaciones en las áreas críticas.
- 3.- Las refinerías no podrán producir el suficiente material requerido para abastecer la demanda, por lo que se establecerán contratos para comprar compuestos oxigenados.
- 4.- Los precios del MTBE y gasolinas seguirán las tendencias relacionadas con el precio histórico del petróleo a nivel internacional y el crecimiento de la economía Estadounidense. Estos son dos importantes factores que se agregan a las fórmulas de los precios predictivos hasta el año 2000 que indican que el MTBE alcanzará un precio de \$1.15 US Dlls/gal y que gráficamente se presentan en la figura siguiente.

Figura 2.8 Predicciones del precio del MTBE en Estados Unidos.

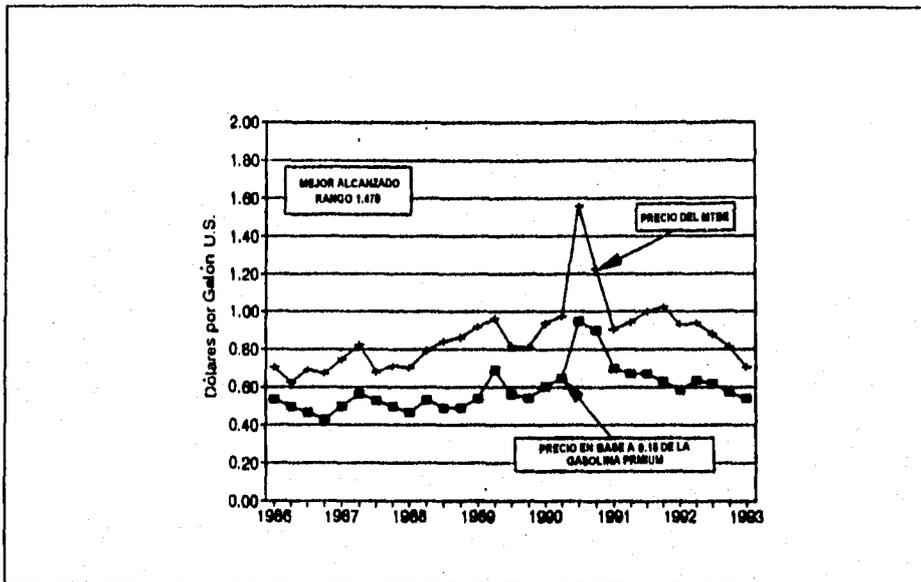


Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated. 1993 (36).

Los precios del MTBE en Europa, siguen las tendencias de los precios internacionales del petróleo y se referencian al consumo de la gasolina Premium de alto octano que ha sido ampliamente aceptada.

Las predicciones de los precios del MTBE para el año 2000 que indican que el MTBE alcanzará un precio de \$1.11 US Dls/gal como se muestra en la figura siguiente.

Figura 2.9 Predicciones de los precios del MTBE en Europa.



Fuente: MTBE Annual. Dewitt & Company Incorporated, 1993 (35).

2.4. ESTADISTICAS DE LOS COSTOS DE INVERSION Y PRODUCCION DEL MTBE

En esta sección presentamos las estadísticas de un estudio realizado por la Dewitt & Company Incorporated, acerca de la estimación de los costos de inversión y producción para una planta de MTBE. Se consideran cuatro posibles localizaciones y todas ellas tienen como objetivo el proveer el mercado de Europa y Estados Unidos.

- 1.- Planta localizada en la costa Norte de Africa alimentada localmente de butanos por medio de oleoductos, metanol comprado a productores locales y gas natural como combustible producido en el sitio.
- 2.- Planta localizada en el Sur de Europa a la que se suministra la carga de butanos desde el Golfo Arábigo o el norte de Africa y el metanol se compra a productores locales.
- 3.- Planta localizada en la costa este de los Estados Unidos, alimentada localmente de butanos y metanol producido en el sitio.
- 4.- Planta localizada en el Golfo de Arabia con suministro local de todas las materias primas y combustible.

Las bases de cálculo se establecen considerando un planta de producción integral de MTBE a partir de butano con una capacidad de 500,000 ton /año. Este tipo de plantas son más costosas que las plantas construidas dentro de refinerías, pero resulta más sencillo la estimación de los costos. Lo anterior se debe a la existencia de una gran incertidumbre al estimar los transferencia de costos de los servicios auxiliares y materias primas dentro de la refinería que dependen de factores internos.

El empleo de diferentes tecnologías puede originar algunas diferencias que no son esenciales ya que los costos de operación en todas ellas son muy similares. Existen tecnologías que aparentan ofrecer un bajo costo de inversión inicial, como es el caso del proceso Snamprogetti. Sin embargo este tipo de tecnologías no se han implementado completamente. Las experiencias en procesos de deshidrogenación indican que se presentan costos de diseño adicionales para la implementación final que nivelan los costos totales de inversión.

A continuación se muestra el cuadro comparativo de costos de instalación:

COSTOS DE CAPITAL ESTIMADOS				
500,000 ton/año de MTBE a partir de Butano				
Datos en millones de Dólares US (condiciones en 1995)				
CONCEPTO	Planta Ubicada en E.U.	Planta Ubicada en Europa	Planta Ubicada en Norte de Africa	Planta Ubicada en Golfo Pérsico
Equipo mayor	52.7	44.8	56.1	57.9
Materiales	34.0	28.9	36.2	37.4
Total Materiales	86.7	73.7	92.3	95.3
Mano de Obra Directa	15.3	17.0	30.5	19.9
Costos indirectos	6.8	7.1	20.5	24.0
Total Construcción	22.1	24.1	51.0	43.9
Ingeniería	12.5	10.6	18.3	18.8
Otros Técnicos	21.1	21.1	27.4	28.6
Catalizadores y Químicos	12.6	12.6	14.5	14.5
Total de la planta En Límites de Bateria	108.8	97.8	143.3	139.2
Fuera de L.B. Básico	46.5	42.6	60.5	80.8
Almacenamiento de Butano	5.0	52.3	5.0	5.0
Almacenamiento de Metanol	2.0	15.0	15.0	4.0
Almacenamiento de MTBE	10.0	10.0	36.4	36.4
Total Construcción Externa	63.5	119.9	116.9	126.2
Total de la planta	172.3	217.7	260.2	265.4
Factor de seguridad (25%)	43.08	54.43	65.05	66.35
Costo estimado	215.38	272.13	325.25	331.75
Costo final redondeado	275	325	400	410

COSTOS DE PRODUCCION ESTIMADOS						
500,000 ton/año de MTBE a partir de Butano						
Planta Ubicada en la Costa Este de los E.U.						
Capital: 275 Millones de Dólares (condiciones en 1995)						
CONCEPTO						
Materias Primas						
Butanos	376,691	Toneladas	\$ 209.00	/ Tonelad	\$ 76.73	\$ 157.46
Metanol	186,518	Toneladas	\$ 153.00	/ Tonelad	\$ 28.54	\$ 57.07
Total Materias Primas					\$ 107.27	\$ 214.53
Costos Variables						
Electricidad	34.23	MM Kwh	\$ 0.08	\$/Kwh	\$ 2.74	\$ 5.48
Gas Combustible	5.50	MM BTU	\$ 2.25	\$/MM	\$ 12.36	\$ 24.75
Agua de Enfriamiento	21.60	MM Gal	\$ 0.15	\$/MM Gal	\$ 3.24	\$ 6.48
Reemplazo de Catalizador					\$ 1.25	\$ 2.50
Total Costos Variables					\$ 19.60	\$ 39.21
Costos Fijos						
Mano de Obra	8.00	h / turno	\$ 0.27	MM	\$ 2.16	\$ 4.32
Mantenimiento	3.50	Porcentaje de	\$ 275.00	MM	\$ 9.63	\$ 19.25
Seguros	1.00	Porcentaje de	\$ 275.00	MM	\$ 2.75	\$ 5.50
Total Costos Fijos					\$ 14.54	\$ 29.07
Costo FOB Planta					\$ 141.40	\$ 282.61
Impuestos	15.00	Porcentaje de	\$ 275.00	MM	\$ 41.25	\$ 82.50
Costo Total					\$ 182.65	\$ 365.31
Precio esperado en E.U.						\$ 361.17
Precio esperado en Europa						\$ 343.32
		Menos Flete				\$ 39.00
		Menos Impuesto				\$ 21.30
		Puesto en Planta				\$ 263.02
		Utilidad				\$ 82.29

COSTOS DE PRODUCCION ESTIMADOS						
500,000 ton/año de MTBE a partir de Butano						
Planta Ubicada en Europa						
Capital: 325 Millones de Dólares (condiciones en 1995)						
CONCEPTO						
Materias Primas						
Butanos	376,691	Toneladas	\$ 189.00	/ Tonelada	\$ 71.19	\$ 142.39
Metanol	186,518	Toneladas	\$ 143.00	/ Tonelada	\$ 26.67	\$ 53.34
Total Materias Primas					\$ 97.87	\$ 195.73
Costos Variables						
Electricidad	34.23	MM Kwh	\$ 0.08	\$/Kwh	\$ 2.74	\$ 5.48
Gas Combustible	5.50	MM BTU	\$ 2.75	\$/MM	\$ 15.13	\$ 30.25
Agua de Enfriamiento	21.10	MM Gal	\$ 0.12	\$/MM Gal	\$ 2.53	\$ 5.06
Reemplazo de Catalizador					\$ 1.25	\$ 2.50
Total Costos Variables					\$ 21.65	\$ 43.29
Costos Fijos						
Mano de Obra	8.00	h / turno	\$ 0.33	MM	\$ 2.64	\$ 5.28
Mantenimiento	3.50	Porcentaje de	\$ 325.00	MM	\$ 11.38	\$ 22.75
Seguros	1.00	Porcentaje de	\$ 325.00	MM	\$ 3.25	\$ 6.50
Total Costos Fijos					\$ 17.265	\$ 34.53
Costo FOB Planta					\$ 136.78	\$ 273.55
Impuestos	15.00	Porcentaje de	\$ 325.00	MM	\$ 48.75	\$ 97.50
Costo Total					\$ 185.53	\$ 371.05
Precio esperado en Europa						\$ 343.32
Precio esperado en E.U.						\$ 381.17
		Menos Flete				\$ 20.00
		Menos Impuesto				\$ 20.23
		Puesto en Planta				\$ 340.94
		Utilidad				\$ (30.11)

COSTOS DE PRODUCCION ESTIMADOS						
500,000 ton/año de MTBE a partir de Butano						
Planta Ubicada en el Norte de Africa						
Capital: 400 Millones de Dólares (condiciones en 1995)						
CONCEPTO						
Materias Primas						
Butanos	376,691	Toneladas	\$ 139.00	/ Tonelada	\$ 52.36	\$ 104.72
Metanol	186,518	Toneladas	\$ 123.00	/ Tonelada	\$ 22.94	\$ 45.88
Total Materias Primas					\$ 75.30	\$ 150.60
Costos Variables						
Electricidad	34.23	MM Kwh	\$ 0.03	\$/Kwh	\$ 1.03	\$ 2.05
Gas Combustible	5.50	MM BTU	\$ 0.50	\$/MM	\$ 2.75	\$ 5.50
Agua de Enfriamiento	21.10	MM Gal	\$ 0.10	\$/MM Gal	\$ 2.11	\$ 4.22
Reemplazo de Catalizador					\$ 1.25	\$ 2.50
Total Costos Variables					\$ 7.14	\$ 14.27
Costos Fijos						
Mano de Obra	8.00	h / turno	\$ 0.50	MM	\$ 4.00	\$ 8.00
Mantenimiento	3.50	Porcentaje de	\$ 400.00	MM	\$ 14.00	\$ 28.00
Seguros	1.00	Porcentaje de	\$ 400.00	MM	\$ 4.00	\$ 8.00
Total Costos Fijos					\$ 22.00	\$ 44.00
Costo FOB Planta					\$ 104.44	\$ 208.88
Impuestos	15.00	Porcentaje de	\$ 400.00	MM	\$ 60.00	\$ 120.00
Costo Total					\$ 164.44	\$ 328.88
Precio esperado en Europa						\$ 343.32
Precio esperado en E.U.						\$ 381.17
		Menos Flete				\$ 20.00
		Menos Impuesto				\$ 20.23
		Puesto en Planta				\$ 340.94
		Utilidad				\$ 12.06

COSTOS DE PRODUCCION ESTIMADOS						
500,000 ton/año de MTBE a partir de Butano						
Planta Ubicada en el Golfo Pérsico						
Capital: 410 Millones de Dólares (condiciones en 1995)						
CONCEPTO						
Materias Primas						
Butanos	376,691	Toneladas	\$ 137.00	/ Tonelada	\$ 51.61	\$ 103.21
Metanol	186,516	Toneladas	\$ 117.00	/ Tonelada	\$ 21.62	\$ 43.65
Total Materias Primas					\$ 73.43	\$ 146.86
Costos Variables						
Electricidad	34.23	MM Kwh	\$ 0.016	\$/Kwh	\$ 0.55	\$ 1.10
Gas Combustible	5.50	MM BTU	\$ 0.60	\$/MM	\$ 3.30	\$ 6.60
Agua de Enfriamiento	21.10	MM Gal	\$ 0.10	\$/MM Gal	\$ 2.11	\$ 4.22
Reemplazo de Catalizador					\$ 1.25	\$ 2.50
Total Costos Variables					\$ 7.21	\$ 14.42
Costos Fijos						
Mano de Obra	8.00	h / turno	\$ 0.40	MM	\$ 3.20	\$ 6.40
Mantenimiento	3.50	Porcentaje de	\$ 410.00	MM	\$ 14.35	\$ 28.70
Seguros	1.00	Porcentaje de	\$ 410.00	MM	\$ 4.10	\$ 8.20
Total Costos Fijos					\$ 21.65	\$ 43.30
Costo FOB Planta					\$ 102.29	\$ 204.57
Impuestos	15.00	Porcentaje de	\$ 410.00	MM	\$ 61.50	\$ 123.00
Costo Total					\$ 163.79	\$ 327.67
Precio esperado en Europa						\$ 343.32
Precio esperado en E.U.						\$ 381.17
		Menos Flete				\$ 39.00
		Menos Impuesto				\$ 19.16
		Puesto en Planta				\$ 323.01
		Utilidad				\$ (4.56)

Se observa que la planta construida en E.U. tiene un costo estimado de inversión inicial de \$275 millones de dólares. Se ha incluido un factor de seguridad de 25 % que cubrirá los costos imprevistos en materia de financiamiento y control ambiental.

La planta construida en Europa podría costar cerca de \$325 millones de dólares. La diferencia resulta de la necesidad de implementar instalaciones especiales para almacenaje de los butanos que se importan desde Africa y Medio Oriente.

La planta construida en Africa, podría costar cerca de \$400 millones de dólares. Se observa que los materiales resultan significativamente más altos debido a los costos de importación y a la necesidad de integrar grandes inventarios de partes de repuesto. Los costos de construcción e ingeniería son también altos como resultado de la necesidad de contratar personal extranjero.

Finalmente la planta localizada en el Golfo Árabe, resultaría la más costosa de las cuatro opciones. Sus costos de construcción son muy altos debido a la necesidad de contar con instalaciones de generación de electricidad. Al igual que la opción de la planta en Africa, la planta en el Golfo Árabe presenta considerables costos de construcción de viviendas para los trabajadores de operación y mantenimiento.

Los costos de operación se presentan reportando los principales rubros y se consideran los costos de exportación del MTBE hacia Europa y Estados Unidos. Consecuentemente se incluyen los fletes marinos y los impuestos de importación que pueden representar hasta un 5.6 % para la introducción a E.U. y 7.0 % para Europa.

Se puede concluir que en forma general, la planta establecida en E.U. puede operar con un razonable retorno de inversión para proveer su mercado local. Las plantas en Africa y Medio Oriente tienen algunas desventajas pero pueden operar con cierta rentabilidad. La planta Europea sería significativamente menos rentable para exportar MTBE a los Estados Unidos.

Por otra parte la exportación a Europa desde Africa y Medio Oriente resulta menos atractiva que exportar a E.U. La planta Estadounidense trabajaría cerca de sus costos de producción y la planta Europea sería ligeramente más rentable.

Cabe señalar que en este estudio no se han considerado algunos países de Latinoamérica como México o Venezuela que de llegar a desarrollar la tecnología y la infraestructura petroquímica adecuada podrían competir ventajosamente para cubrir el mercado Estadounidense.

CAPITULO III

PROCESOS DE PRODUCCION

En este capítulo haremos una revisión detallada acerca de las tecnologías disponibles para la producción de los compuestos oxigenados empleados como aditivos de las gasolinas entre los que destaca el Metil Terbutil Eter.

Se consideran los principales procesos disponibles, sus características particulares y se manifiestan las principales diferencias entre los esquemas de producción ofrecidos por las compañías licenciatarias.

A partir de esta información, se ha derivado la selección e integración del diagrama simplificado de proceso sobre el cuál hemos desarrollado nuestro balance de materia y energía por medio del simulador y los documentos de ingeniería básica que conforman el trabajo de tesis. Esta selección se explica en la sección 3.2.

3.1. DESCRIPCION DE LOS PROCESOS

El proceso de obtención de MTBE a partir de isobutileno y metanol es una vía directa aceptada mundialmente sobre la cuál se han desarrollado diferentes tecnologías todas ellas comprobadas. La selección y aplicación de los diferentes procesos existentes se basa en la fuente de isobutileno que requiere la reacción.

Debido a que el isobutileno no se encuentra como un producto generalizado, éste debe ser obtenido de corrientes disponibles que lo contengan o debe ser sintetizado a partir de otras corrientes que si se encuentren disponibles

En general las fuentes de isobutileno se pueden clasificar en:

- Isobutileno a partir de alcohol terbutílico por deshidratación.
- Isobutileno a partir de plantas de refinación de olefinas.
- Isobutileno a partir de plantas de Cracking térmico y catalítico.
- Isobutileno a partir de deshidratación de isobuteno.

Las tecnologías disponibles son todas semejantes y fueron desarrolladas por compañías licenciatarias entre las que podemos mencionar las siguientes:

- EC Erdolchemie
- Snamprogetti
- Institute Francais du Petrole
- UOP/Hüles
- Gulf Canada
- ARCO Chemical Company
- Phillips Petroleum Company
- Schenectady Chemical Processes
- CD Tech/CR&L

Las diferencias entre los distintos procesos radican fundamentalmente en el número y tipo de reactores, en los catalizadores y en los sistemas de separación/purificación de fracciones C₄ y MTBE.

A continuación se describen algunos de los procesos más importantes.

1) Proceso EC Erdölchemie.

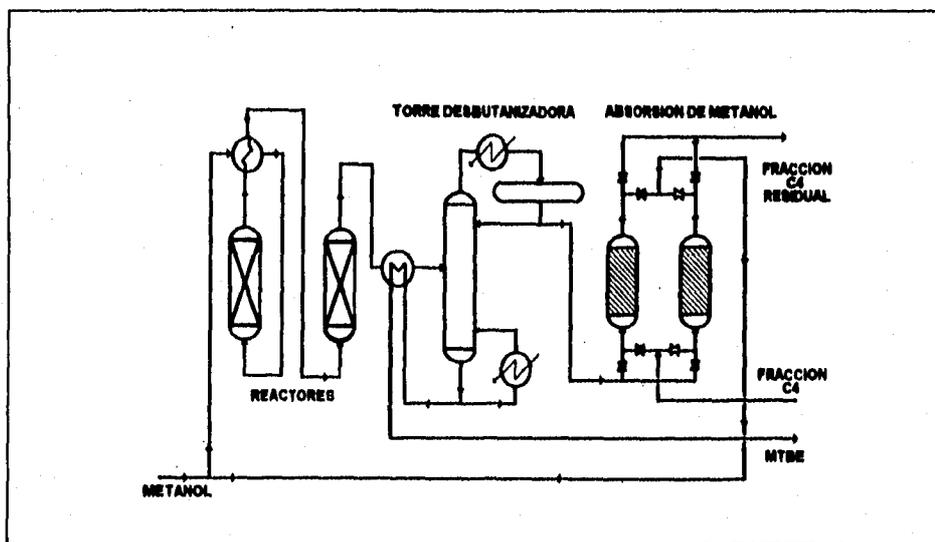
Este proceso ha sido licenciado por la compañía EC Erdölchemie GmbH establecida en Alemania. Se presenta como un proceso de bajos requerimientos de energía ya que la recuperación y reciclado del metanol se lleva a cabo sin la necesidad de sistemas de extracción y posterior destilación binaria.

Emplea dos reactores de lecho fijo en serie. El producto de la reacción es enviado a una torre fraccionadora donde se obtiene el MTBE por fondos y los hidrocarburos no reactivos mezclados con metanol se obtienen por el domo. Esta última corriente es enviada alternadamente a través de dos torres de adsorción de metanol empacadas con una resina especial.

Cuando se alcanza la máxima capacidad de adsorción de metanol en la primera columna, se activa la segunda y el metanol en la primera es desorbido por la corriente de alimentación de butanos/butilenos la cual se integra al proceso. En este proceso es muy importante mantener la capacidad de adsorción de la resina así como su calidad de rápida desorción a baja temperatura.

La aplicación típica de este proceso es en corrientes provenientes de plantas de Cracking térmico de naftas con posterior separación del butadieno y en el que el contenido final de isobutileno oscila alrededor de 45 % en peso.

Figura 3.1. Proceso EC Erdölchemie



Fuente: Herwig J. B., New low energy process for MTBE and TAME(25).

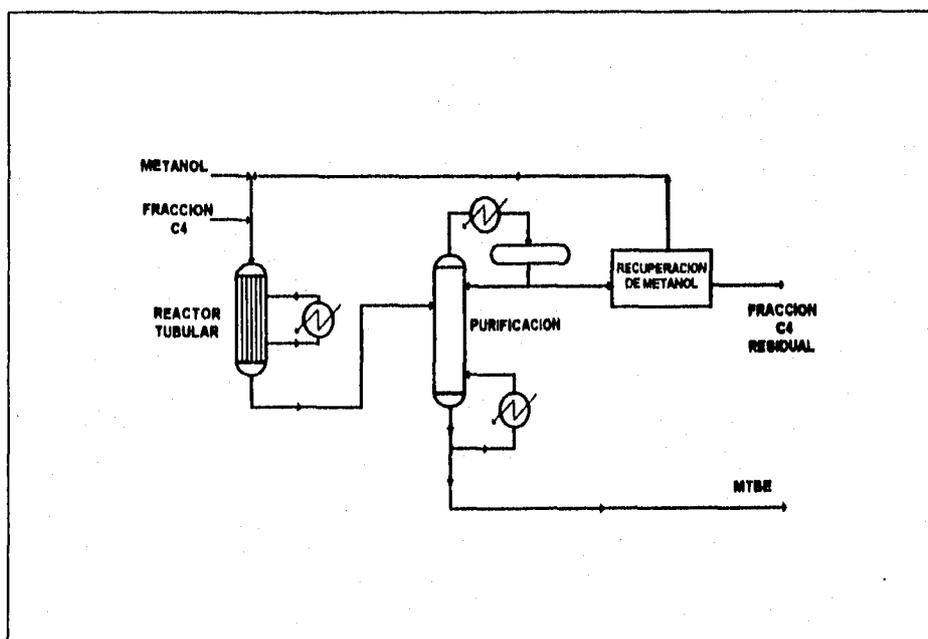
2) Proceso Snamprogetti

Este proceso ha sido licenciado por la compañía italiana Snamprogetti. Ha sido considerado como un proceso de bajo costo de instalación. Su aplicación requiere de un sistema paralelo de obtención de isobutileno a partir de la deshidrogenación de isobutano empleando un reactor de lecho fluidizado con catalizador base cromo del que se obtiene una corriente rica en isobutileno cercana al 50%. Bajo estas consideraciones el proceso específico de obtención de MTBE es sencillo y muy eficiente.

Se emplea un reactor tubular refrigerado con agua. El producto de la reacción es enviado a una torre fraccionadora donde se obtiene el MTBE por fondos y los hidrocarburos no reactivos mezclados con metanol se obtienen por el domo.

La recuperación del metanol se lleva a cabo por extracción con agua en un sistema de doble torre empacada y posterior destilación binaria. Se cree, que este proceso podría presentar ventajas económicas muy importantes y tener un futuro brillante si se comprueba que la operación y disposición del catalizador residual de cromo usado en el para la deshidrogenación no provoca problemas ambientales ya que es un residuo tóxico.

Figura 3.2. Proceso Snamprogetti



Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía. (Ref. No. 27)

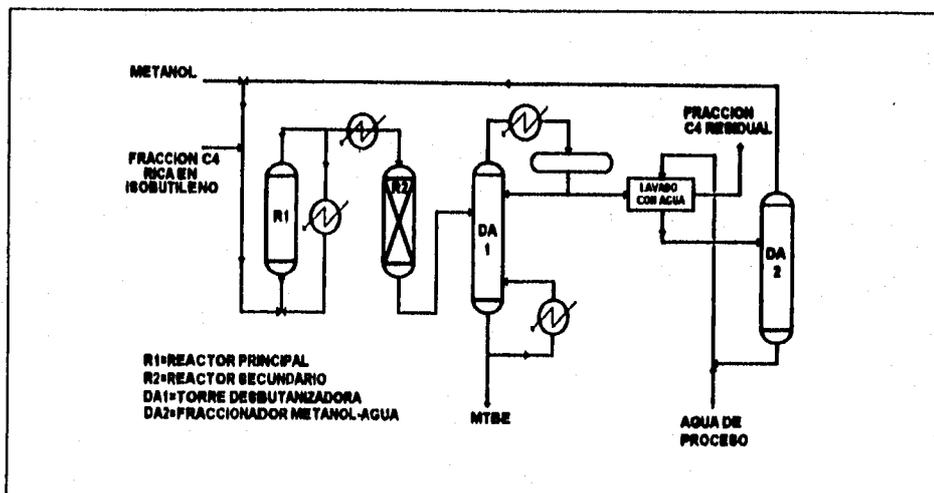
3) Proceso IFP

Este proceso ha sido licenciado por el Instituto Francés del Petróleo establecido en Rueil-Malmaison Francia. Ofrece una alternativa de bajo costo determinado por el sistema de reacción formado por dos etapas en serie. En la primera etapa se emplea un reactor de lecho catalítico expandido donde se completa el 80 % de la reacción. Este reactor de flujo ascendente opera con 25 a 30 % de expansión de lecho y su diseño está dirigido a mantener la mejor operación mecánica y técnica del catalizador. Parte del efluente líquido del primer reactor se recicla teniendo como fin, eliminar el calor de reacción y controlar la expansión del lecho. El segundo reactor llamado de terminación completa la reacción hasta un 98 % operando a menor temperatura.

Al igual que otros procesos, el producto de la reacción es enviado a una torre fraccionadora donde se obtiene el MTBE por fondos y los hidrocarburos no reactivos mezclados con metanol se obtienen por el domo. La recuperación del metanol se lleva a cabo por medio de un sistema de lavado con agua y posterior destilación binaria. El sistema de lecho expandido, tienen la ventaja de ser cargado más fácilmente que los tubulares, es más barato y evita los recalentamientos locales y en consecuencia, la pérdida de actividad del catalizador.

La aplicación típica de este proceso es en corrientes provenientes de plantas de cracking catalítico fluidizado o cracking térmico donde el contenido de isobutileno es relativamente bajo del orden del 6 al 14 % en peso.

Figura 3.3. Proceso IFP



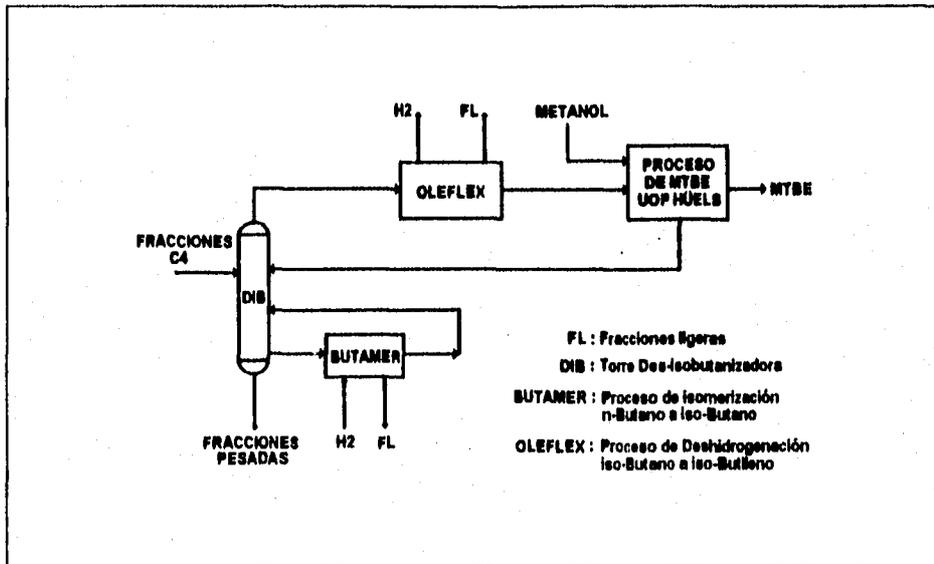
Fuente: Convers A., Juguin B. Make Pure Butanes Via MTBE. Hydrocarbon Processing March 1981 (15).

4) Proceso UOP/Hüls

Este proceso ha sido licenciado por las compañías Universal Oil Products Co. (UOP) empresa Norteamericana establecida en Des Plaines Illinois y la compañía Hüls AG de Marl, Alemania. La tecnología desarrollada por UOP ha sido esencialmente importante para producir MTBE en refinerías donde no se cuenta con isobutileno en las corrientes de fracciones C₄.

Para describir el proceso UOP/Hüls debemos explicar previamente el sistema paralelo de obtención de isobutileno llamado UOP Butamer-Olefex que consta de 3 etapas y que se muestra en la figura 3.4.

Figura 3.4. Esquema UOP para una planta productora de MTBE.



Fuente: Bakas, Steve T. Integration of technologies for the conversion of butanes into MTBE.(9)

1.- Por medio de una torre des-isobutanizadora (DIB), se separan tres corrientes, la primera es el producto de domos esencialmente isobutano que es enviada al sistema de deshidrogenación, la segunda es el n-butano que se extrae lateralmente y es enviado al proceso de isomerización y finalmente el producto de domos contiene olefinas pesadas que salen a otros procesos.

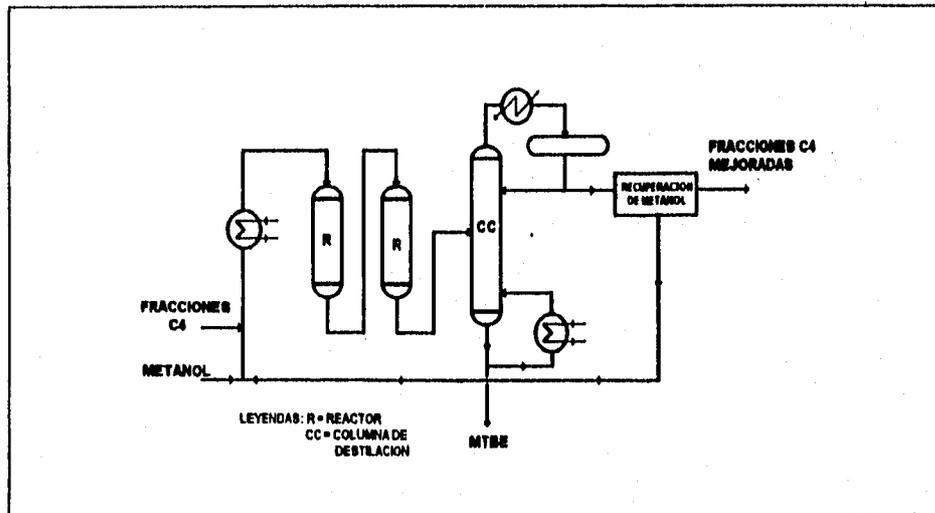
2.- El proceso de isomerización denominado "Butamer", consiste en convertir el butano en isobutano y regresarlo a la torre fraccionadora descrita en el punto anterior. Se emplea un reactor de lecho fijo en presencia de hidrógeno para evitar la polimerización. El catalizador usado es regenerable y está construido en un sustrato con metales preciosos que promueven la isomerización a baja temperatura.

3.- Por medio de un proceso de deshidrogenación llamado "Oleflex" que representa el costo más alto dentro de la planta, el isobutano obtenido en el proceso de isomerización y separado en la fraccionadora se convierte en isobutileno. Esta parte del esquema de producción opera a baja presión usando un lecho catalítico llamado "moving-bed catalyst system" que consiste en un catalizador base platino que fluye lentamente a través de tres reactores y luego es regenerado en una columna continua.

De esta forma se obtiene el isobutileno final en un rango del 27 % en peso que se envía al proceso de MTBE UOP/Hüls denominado Ethermax y que emplea un catalizador de resina de intercambio iónico y dos reactores empacados de tipo adiabático. El aumento de temperatura en el primer reactor se controla con una porción reciclada desde el segundo reactor que se envía de a la entrada del primero.

Como en otros procesos, la recuperación del metanol se lleva a cabo por medio de un sistema simple de lavado con agua y posterior destilación binaria.

Figura 3.5. Proceso UOP/Hüls



Fuente: Gregor J. H. Bakas S. T., Converting Field Butanes into MTBE. Gas Processors Association (29).

5) Proceso ARCO.

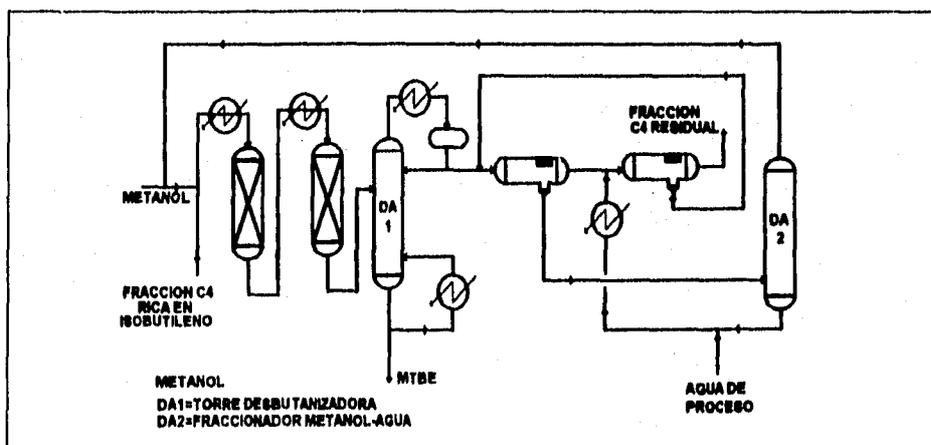
Este proceso ha sido licenciado por ARCO Chemical Company, empresa Norteamericana establecida en Philadelphia Pennsylvania. Es probablemente el proceso más extendido a nivel mundial y se tienen datos de que ARCO Chemical Company es el líder mundial en la producción de MTBE y TAME.

Emplea dos reactores de lecho fijo en serie que contienen una resina de intercambio iónico. Como en el proceso IFP, el aumento de temperatura en el primer reactor se controla con una porción reciclada desde el segundo reactor. Siguiendo el mismo esquema de los procesos anteriores, el producto de la reacción es enviado a una torre fraccionadora donde se obtiene el MTBE por fondos y los hidrocarburos no reactivos mezclados con metanol se obtienen por el domo. La recuperación del metanol se lleva a cabo por medio de un sistema de extracción con agua y posterior destilación binaria o por medio de un sistema de tamiz molecular.

La aplicación típica de este proceso es en corrientes provenientes de plantas de cracking catalítico fluidizado en el que el contenido de isobutileno es alcanza valores promedio de 12% en peso. Esta tecnología ha sido licenciada bajo control de ARCO Chemical Technology Inc. denominada ACTI. Su aplicación data de 1950 siendo el primer proceso de obtención de MTBE.

En 1979 ARCO construyó lo que fue la planta de más grande del mundo con capacidad de 400,000 ton/año. Actualmente se construyó otra planta con capacidad de 850,000 ton/año con lo que la producción global actual es de 2.5 millones ton/año.

Figura 3.6. Proceso ARCO



Fuente: Miller, Davis J., Ether options: MTBE/TAME and ETBE (33).

6) Proceso CD Tech/CR&L

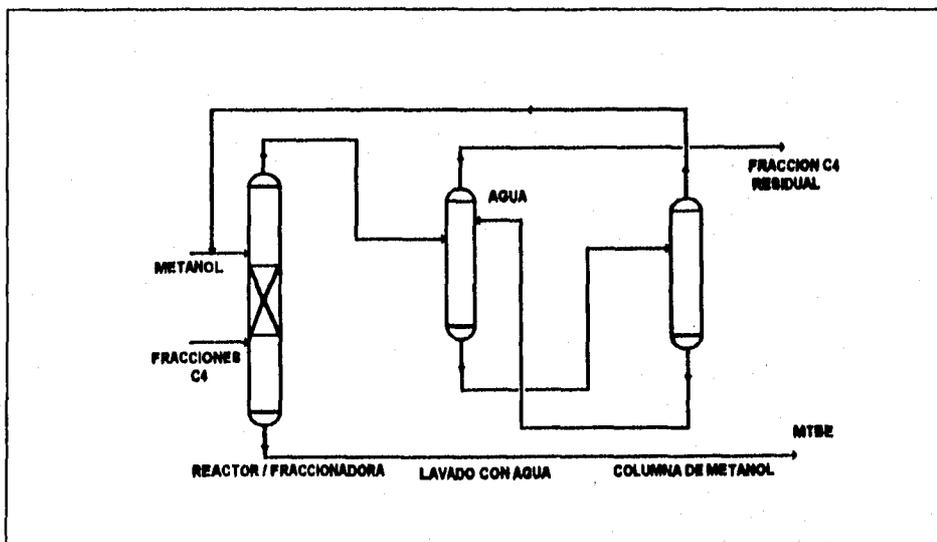
Este proceso ha sido licenciado por las compañías Catalytic Distillation Technologies (CD Tech) en asociación con Chemical Research and Licensing Company (CR&L) y Lummus Crest Inc.

Este proceso difiere de los anteriores en cuanto que la reacción y el fraccionamiento se realizan en el mismo equipo, los licenciarios llaman destilación catalítica a este sistema. Según los licenciarios el proceso es muy económico porque permite recuperar todo el calor de reacción que se aprovecha en el proceso de destilación.

La carga compuesta por C_4 y metanol se introduce en la columna-reactor, la cuál está dotada internamente de un relleno que sirve de soporte al catalizador realizándose simultáneamente la reacción y la separación del MTBE que escurre hacia el fondo de la columna. La fracción C_4 residual y el metanol de exceso se extraen por el domo. La recuperación del metanol se lleva a cabo por medio de un sistema de extracción con agua y posterior destilación binaria.

Este proceso ha comenzado a ser usado en varias partes del mundo demostrando excelentes resultados. Sin embargo la información disponible es muy limitada y aún para los propios usuarios la tecnología de la destilación catalítica se mantiene confidencial.

Figura 3.7. Proceso CD Tech/CR&L.



Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía(27).

3.2 SELECCION DEL ESQUEMA DE PROCESO PARA LA PLANTA DE MTBE

A lo largo de la sección 3.1 hemos presentado un resumen de las principales tecnologías disponibles para la obtención del Metil Terbutil Eter todas ellas ampliamente aplicadas. Se tienen datos de que existen actualmente en el mundo 100 plantas en operación, 19 en construcción y casi 60 plantas bajo proyecto de posible realización.

La proposición de un esquema óptimo de producción depende de una adecuada y estricta evaluación de varios factores en cada uno de los principales esquemas de procesamiento, sin embargo, no es objetivo fundamental de este trabajo realizar dicha evaluación por lo que solo hemos realizado un análisis cualitativo de los factores que a continuación se enlistan para obtener nuestra propuesta de procesamiento. Los factores más importantes considerados son:

1. Materias primas

- Disponibilidad presente y futura
- Procesamiento requerido
- Almacenamiento requerido

2. Factores técnicos

- Flexibilidad del proceso
- Operación continua
- Controles especiales
- Equipos comerciales
- Dificultades técnicas
- Auxiliares especiales
- Desarrollo futuro
- Seguridad e higiene

3. Consideraciones de proceso

- Disponibilidad de tecnología
- Materia primas comunes con otros procesos
- Consistencia de productos en la compañía
- Objetivos generales de la compañía

4. Equipo

- Disponibilidad
- Materiales de construcción
- Costos iniciales
- Costos de instalación y mantenimiento
- Refacciones
- Diseños especiales

Los factores que consideramos menos determinantes en la selección de alternativas de procesamiento de MTBE por las características propias del proceso y que por lo tanto no consideramos en forma explícita para la selección son los siguientes:

5. Tiempo

- Tiempo para finalizar el proyecto
- Desarrollo de proceso requerido
- Oportunidades de mercado
- Valor del dinero

6. Localización de la planta

- Extensión de terreno
- Facilidades de transporte
- Proximidad a los mercados
- Proximidad a materias primas
- Disponibilidad de servicios y energía
- Mano de obra
- Clima
- Restricciones legales e impuestos

7. Residuos y subproductos

- Cantidad producida
- Valor
- Mercados potenciales y usos
- Forma de desecho
- Aspectos ambientales

De acuerdo a la bibliografía (Ref. 35) se estima que los factores de costo no son esenciales para la comparación de las diferentes tecnologías disponibles en el mundo. Sin embargo, podría resultar interesante que se realizaran estudios detallados para profundizar en estos aspectos considerando los siguientes factores.

8. Costos

- Materias primas
- Energía
- Depreciación
- Otros cargos
- Costos de operación
- Mano de obra especializada
- Derechos y regalías
- Controles ambientales

Materias Primas

Como se mencionó al principio del capítulo, la selección del esquema óptimo de producción depende substancialmente de las cargas requeridas por proceso en términos de factibilidad técnica y por tanto económica. En otras palabras la composición de isobutileno en la corriente de fracciones C₄ que es la principal materia prima, determinará la selección del proceso.

En nuestro caso, la planta de MTBE está proyectada para ajustarse al contenido de isobutileno en el corte de fracciones C₄ provenientes de unidades de desintegración catalítica FCC que en promedio oscila entre 8 y 12 % y que se encuentra normalmente disponible en las principales refinerías de México.

De la información recopilada, hemos podido apreciar que los procesos Europeos EC Erdolchemie y Snamprogetti no serían aplicables ya que están diseñados para utilizar corrientes ricas en isobutileno del orden de 50% peso. El éxito de estas tecnologías es el hecho de producir previamente las corrientes ricas en isobutileno para después acoplarlas a procesos de muy alto rendimiento para la producción del MTBE. En América, el mejor ejemplo de esta tendencia es el esquema integral de producción a partir de butano propuesto por la compañía UOP.

Factores Técnicos

Respecto al factor de factibilidad técnica, hemos encontrado información acerca de la existencia de un proyecto Mexicano que busca acondicionar tres unidades de butadieno para convertirlas a la producción de MTBE usando esquemas de proceso muy similares.

El sistema de reacción propuesto por la compañía IFP resulta de gran interés pues presenta ventajas en algunos aspectos técnicos específicos:

- El reactor es substancialmente económico por su construcción sencilla comparado con un reactor tubular que para esta aplicación podía tener más de 1,000 tubos.
- Debido a la expansión, las partículas de resina se mantienen en continuo movimiento lo que asegura una eficiente transferencia del calor de la reacción desde los centros del catalizador previniendo el sobrecalentamiento y prolongando la vida del catalizador.
- El uso de un reactor tipo cambiador facilita las operaciones de carga y descarga lo que en sistemas de doble reactor, es muy importante para el primero, que actúa como escudo del proceso recibiendo los venenos, contenidos en las alimentaciones y soporta las temperaturas más altas que disminuyen la actividad del catalizador.
- El lecho expandido evita el taponamiento por acumulación de residuos que podrían causar caída de presión al proceso.
- En México se produce desde hace varios años la resina empleada en el proceso de MTBE, que es la denominada Amberlist 15, lo que representa una ventaja económica de gran importancia.

Consideraciones de Proceso

Sabemos que las tecnologías diseñadas para consumir corrientes ricas en isobutileno tendrán una gran importancia en el futuro. Sin embargo para el caso específico de nuestro país, podríamos considerar que existe un mayor interés por aprovechar los recursos petroleros disponibles y desarrollar integralmente la petroquímica básica.

A últimas fechas, se ha hablado que se están llevando a cabo intermediaciones para conceder a empresas particulares, los derechos de explotación de la petroquímica secundaria, lo cual podría confirmar este planteamiento.

Equipo.

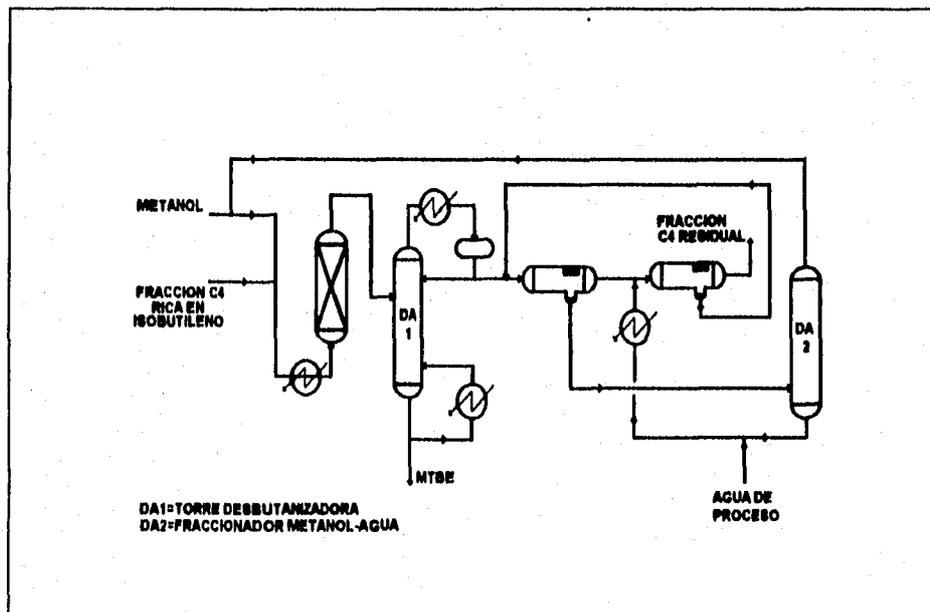
En base a lo anterior y con la debida reserva, consideramos que un esquema apegado a la tecnologías propuestas por IFP, ARCO y CD Tech/CR&L sería adecuado para nuestro país ya que se adapta bien a las características de las materias primas Mexicanas dentro del ámbito de la petroquímica básica, permite la producción de MTBE necesario para el consumo interno y se puede obtener un subproducto de mayor valor de venta y de mayor valor como materia prima para la petroquímica básica como lo son las fracciones C₄ mejoradas.

La tecnología propuesta por CD Tech/CR&L incluye en su esquema de proceso una "torre de destilación catalítica", dicho equipo funciona al mismo tiempo como reactor y como columna desbutanizadora. La ventaja principal de esta innovadora tecnología es el gran ahorro de energía ya que permite aprovechar el calor formado durante la reacción para lograr la separación de los componentes.

Sin embargo, la sofisticación de este proceso resulta en equipos de diseño especial de aplicación industrial muy reciente y cuya información tecnológica permanece en secreto.

Finalmente hemos considerado los procesos de IFP y ARCO para integrar un esquema simplificado, que substancialmente emplean un reactor de lecho expandido con resina de intercambio iónico, una columna desbutanizadora de la que se obtiene por fondos el MTBE y un sistema de lavado con agua y posterior destilación binaria para recuperar el metanol de exceso que se obtiene por el domo de la torre desbutanizadora.

Figura 3.8. Esquema simplificado seleccionado para la planta de MTBE



3.3 PRODUCTOS Y APLICACIONES

En esta sección haremos una revisión de los usos y aplicaciones del MTBE y la fracción C₄ residual coproducto que en ciertos casos podría ser considerado como producto principal y describiremos detalladamente el uso del MTBE en la formulación de gasolinas.

3.3.1. PRODUCTOS DE REACCION

La calidad del MTBE a obtener con tratamiento posterior o sin él, depende de su uso final. Por lo general el MTBE se puede obtener en dos grados distintos:

- 1º) Para uso como componente de la gasolina, y
- 2º) para uso como disolvente o para producción de isobutileno puro.

La tabla 3.1 muestra Análisis típicos de MTBE.

Tabla 3.1 Análisis Típico de MTBE

Componente	Combustible	Grado Disolvente
MTBE, % peso	97 mín	99.1 a 99.8
C ₄ , % peso	0.1 máx	0.1 máx
Di-isobutileno, % peso	1 máx	0.5 máx
TBA, % peso	0.2 máx	0.2 máx
Metanol, % peso	3 máx	0.5 máx
Dimetiléter, % peso	0.1 máx	0.1 máx
Agua, ppm	50 máx	50 máx

Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía(27).

La composición de la fracción C₄ residual depende del tratamiento a que ha sido sometida la alimentación. El contenido de isobutileno en la fracción C₄ residual puede variar desde el 5 al 0.1 %. En todos los casos se eliminan además otros contaminantes como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 3.2. Composición de la Fracción C-4 Residual.

Componente	Porcentaje
Metanol % peso	0.1 máx
Eter dimetilico % peso	0.1 máx
MTBE % peso	0.1 máx
Isobutileno % peso	0.1 máx

Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía⁽²⁷⁾.

3.3.2. EMPLEO DEL MTBE Y DE SUS COPRODUCTOS

El proceso de MTBE puede instalarse en una refinería con dos objetivos distintos:

1) El puramente energético al producir un componente de alto índice de octano con destino a la fabricación de gasolinas.

2) Objetivo petroquímico de fabricación de materias primas de alta calidad con destino a los procesos de síntesis orgánica, ya sea isobutileno de alta pureza producido por la descomposición del MTBE puro u olefinas lineales fraccionadas del corte C₄, una vez que el isobutileno ha sido prácticamente eliminado.

Además de su uso como componente de gasolinas y para producir isobutileno de alta pureza, el MTBE tiene aplicación como disolvente en general en procesos de extracción como reactivo químico y en cromatografía.

A continuación se analizan diferentes posibilidades de utilización tanto del MTBE como de su coproducto fracción C₄ con bajo contenido de isobutileno.

3.3.3. MTBE COMO COMPONENTE DE GASOLINAS

Existen numerosos estudios dedicados a la utilización de compuestos oxigenados como componentes de alto octano en las gasolinas. Para este fin, a lo largo de varios años de experimentación se han propuesto sustancias tales como:

- * Metanol, producido a partir del gas natural o carbón.
- * Etanol, producido por fermentación de biomasa.
- * Alcohol butílico terciario subproducto de la industria petroquímica.
- * Metil Terbutil Eter (MTBE) o Teramil Metil Eter (TAME), producidos por reacción de subproductos en la industria de la refinación ó de la petroquímica con metanol.

Las razones importantes para incluir compuestos oxigenados en las gasolinas, pueden ser entre otras:

- * Aumentar el suministro de gasolinas a partir de materias primas fósiles (gas natural, carbón) distintas del crudo.
- * Obtener gasolinas de alto octanaje sin plomo y sin adición masiva de aromáticos ahorrando energía y disminuyendo las emisiones de sustancias tóxicas a la atmósfera.
- * Disminuir los niveles de emisión de contaminantes de los vehículos automotores.
- * Aumentar la disponibilidad de aromáticos para usos petroquímicos. Por cada volumen de MTBE usado en gasolina se liberan de 0.7 a 1.1 % vol. de aromáticos C₆ a C₁₀.

En la tabla 3.3. se presentan algunas propiedades de tipo energético de los compuestos oxigenados más comúnmente usados en la formulación de gasolinas.

Tabla 3.3. Compuestos oxigenados usados en gasolinas.

Propiedad Gasolina	Metanol	Etanol	TBA	MTBE	TAME	
Peso específico	0.7928	0.7893	0.7887	0.7405	0.7703	0.82-0.76
Punto de Ebullición, °C	64.4	78.4	82.8	55.2	86.3	30-200
Punto de Congelación, °C	-97.8	-116	25.5	-108.6		
Presión de Vapor kg/cm ₂	0.35	0.21	0.55	0.61	0.10	0.5-0.85
No. octano de mezcla						
RON	91	104	106	116	112	90-93
MON	107	92	89	98	99	81-83
Poder calorífico kcal/kg	4,650	7,117	7,806	8,395	8,710	10,800
Solubilidad en agua a 20° C g/100 g	s	s	s	4.8	1.15	0.08
Relación aire/combustible.	6.4	8.95	11.1	11.7	12.1	15.1
Calor latente de vaporización kcal/kg	260	204	140	82	74	78

Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía⁽²⁷⁾.

Desde 1970, la *Environment Protection Agency* de los Estados Unidos (US EPA), ha establecido lineamientos dirigidos a reducir el contenido de plomo y otras sustancias nocivas en la formulación de las gasolinas.

También se han establecido los niveles de adición de compuestos oxigenados en la gasolina. Las primeras regulaciones a este respecto (1979-1981) se muestran a continuación en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Compuestos oxigenados aceptados por la EPA para formular gasolinas.

TBA 7% máximo (febrero 1979)
MTBE 7% máximo (marzo 1979)
Etanol 10% máximo (abril 1979)
Cosolventes (alcoholes C ₄): Metanol con aditivos especiales 0.25 % máximo (octubre 1981)
TBA/Metanol con volúmenes iguales 10% (noviembre 1981)

Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía²⁷¹.

Algunos países de Europa occidental han aceptado otros niveles distintos. Así el MTBE está autorizado en Alemania Federal, Italia y Francia en niveles que permiten hasta un 10 %.

La distribución de gasolina sin plomo en el Mercado Común Europeo ha sido obligatoria a partir del 1 de julio de 1989, en la misma fecha, el contenido en plomo máximo se redujo de 0.4 g/l a 0.15 g/l. Uno de los métodos previstos para reducir el contenido de plomo es añadir productos oxigenados a la gasolina.

En 1990 y 1992 el *Clean Air Act* estableció enmiendas a la legislación encaminadas a reducir la volatilidad de las gasolinas y establecer un programa de aplicación de gasolinas oxigenadas con contenido mínimo de oxígeno de 2.7 % peso en cuarenta áreas que violan los niveles permisibles de monóxido de carbono durante los meses de invierno (Noviembre a Febrero).

La nueva normatividad presentada recientemente a aprobación establece los niveles de compuestos oxigenados que se enlistan a continuación:

- * Metanol: 5% máximo incluyendo cosolventes y aditivos
- * Etanol: 10% máximo incluyendo cosolventes y aditivos
- * Isopropanol: 10% máximo
- * TBA: 7% máximo
- * MTBE: 15% máximo

Pueden emplearse mezclas de los anteriores manteniendo un total de 10% como máximo. Por otra parte se han presentado propuestas para que a partir de 1995, las formulaciones de gasolina se ajusten a los siguientes parámetros:

- * Concentración de benceno: 1 % vol. máximo.
- * Concentración de oxígeno: 2.0 % peso mínimo.
- * Concentración de aromáticos: 25 % vol. máximo.
- * Reducción de 15 % en hidrocarburos tóxicos y/o precursores de ozono.

El MTBE tiene un alto valor de índice de octano de mezcla, que varía de acuerdo con las propiedades de la gasolina base: de 115 a 135 para octano research y de 98 a 110 para octano motor. En general a este respecto puede decirse que:

- 1) El efecto de aumento del índice de octano es mayor, a menor índice de la base.
- 2) El efecto relativo de aumento de octano es mayor a menor concentración de MTBE, este efecto es típico de aditivos mejoradores de índice de octano como son plomo alquilo y derivados de manganeso como metilciclopentadienil manganeso tricarbonilo.
- 3) El efecto es mayor cuanto mayor sea el contenido de saturados de la base.
- 4) El efecto del MTBE no se afecta por presencia de plomo tetralquilo lo cual permite obtener mayor incremento de índice de octano por cada componente con niveles bajos de adición.

Los factores positivos del empleo de MTBE hasta concentraciones del 15 al 20 % en gasolinas derivadas completamente de la refinación del petróleo son:

- 1) No varían el consumo de gasolina ni la potencia del vehículo.
- 2) Mejora el octano en carretera a baja velocidad.
- 3) Tiene un fuerte efecto sobre el incremento en el número de octano motor.
- 4) Sustituye con gran ventaja económica a las naftas ligeras C₅-C₆ de alto octano producidas por isomerización adsorción. Así un metro cúbico de MTBE produce el mismo aumento en número de octano que 4 metros cúbicos de nafta ligera isomerizada y 3 metros cúbicos de isomerizada y desnormalizada.

- 5) No afecta el arranque en frío y la aceleración a baja velocidad.
- 6) La adición de MTBE empeora un poco el sello de vapor (vaper lock) porque es más volátil, pero puede compensarse variando ligeramente la composición de la gasolina.
- 7) No hay problemas de formación de hielo e incluso evita la congelación de carburador.
- 8) No hay diferencias en las propiedades de vaporización de la gasolina.
- 9) No hay diferencias en la tendencia a la corrosión con las gasolinas habituales.
- 10) No afecta las pinturas o elastómeros usados normalmente en los automóviles.
- 11) Debido a su punto de ebullición de 55 °C mejora el octano del frente de la gasolina (ΔR 100 °C), lo cual no logra el tetraetilo de plomo y en consecuencia mejora la eficiencia de los motores de los automóviles europeos. Así para un número de octano RON de 98.5, el octano de la fracción IBP-100 °C pasa de 88.5 a 95.5 con la adición de un 10% de MTBE y el ΔR 100 °C pasa del 10 al 3.
- 12) Aunque aumenta la solubilidad del agua en la gasolina nunca hay separación de fases, es más soluble en agua que los hidrocarburos, pero incluso a temperaturas elevadas de hasta 40 °C y grandes excesos de agua, el 99% del MTBE permanece en la gasolina
- 13) Puede mezclarse con gasolina en cualquier proporción.
- 14) Gasolinas con un contenido de hasta un 15 a 20 % de MTBE pueden usarse en la mayoría de los coches sin modificaciones al motor y son compatibles con los sistemas actuales de distribución, aunque por encima de 15 % se nota el olor a MTBE.
- 15) No afecta la estabilidad química de la gasolina ni su estabilidad en almacenaje.
- 16) El MTBE no es tóxico.
- 17) No afecta las temperaturas de cristalización de los componentes de la gasolina, puede sin embargo en algunos casos mejorarla.
- 18) Disminuye en un 20 a 25 % la emisión de monóxido de carbono y disminuye en un 20% la emisión de polinucleares aromáticos cancerígenos por el tubo de escape, no aumenta la formación de nieblas (smog).
- 19) Es compatible con los aceites lubricantes comerciales usados actualmente.

3.3.4. FABRICACION DE ISOBUTILENO DE ALTA PUREZA

Existe un mercado importante para el isobutileno de alta pureza (superior al 99 %) en la producción de caucho butilo, poli-isobutileno y metil metacrilato. También existen aplicaciones para isobutileno de menor pureza como se indica en la tabla 3.5.

3.3.5. APLICACIONES DEL ISOBUTILENO

Los usos del isobutileno dependen de su grado de pureza al momento de obtenerlo como materia prima. En la siguiente tabla se resume ésta serie de aplicaciones.

Tabla 3.5. Aplicaciones del isobutileno en función de su composición.

PUREZA	APLICACIONES
Mayor que 99 %	Caucho butilo Poli-isobutileno Terbutil fenoles Terbutil amina Terbutil mercaptano Cloruro de metalilo Acido piválico Metacrilonitrilo
Mayor que 90 %	Acido metacrílico Isopreno
Mayor que 50 %	MTBE TBA Polibutenos Di-isobutileno Heptenos Alcoholes C ₅

Fuente: Iscar Fernando. MTBE: fabricación, usos y economía⁽²⁷⁾.

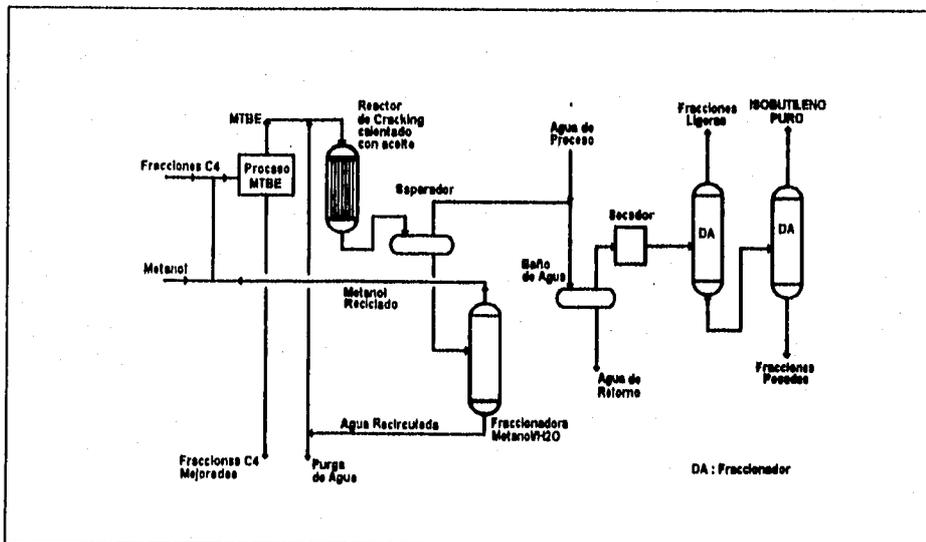
En la tabla 3.1. se encuentran las volatilidades relativas y puntos de ebullición de los componentes de la fracción C₄. Es evidente que el isobutileno y 1-buteno no pueden separarse por destilación. Sin embargo ambos productos en estado muy puro, son necesarios para la industria petroquímica.

El método clásico de fabricación de isobutileno puro se basa en la reacción de la fracción C₄ con ácido sulfúrico y descomposición posterior del derivado sulfonado del isobutileno. Este proceso es costoso, crea importantes problemas de operación pero sobre todo de corrosión. También puede separarse el isobutileno de la fracción C₄ por adsorción, aunque por este método es difícil lograr la pureza deseada.

El MTBE puede descomponerse por cracking en fase gaseosa, sobre catalizador y a temperaturas por debajo de 300 °C. Se forma así de nuevo, isobutileno y metanol que se separan fácilmente.

La reacción se hace en presencia de vapor de agua para evitar la dimerización del isobutileno a Di-isobutileno, en un reactor tubular, calentado por un circuito de aceite caliente. La presión debe ser suficiente para que se pueda obtener el isobutileno en fase líquida. Existen varios procesos de este tipo tales como el de IFP y Assoreni. Un esquema del proceso se encuentra en la figura 3.9.

Figura 3.9. Proceso IFP para obtener isobutileno de alta pureza vía MTBE.



Fuente: Convers A., Juguin B. Make Pure Butanes Via MTBE. Hydrocarbon Processing March 1981 (15).

3.3.6. APLICACIONES DE LA FRACCION RESIDUAL

Por lo general se citan tres niveles de conversión del isobutileno de la carga que dependen de la utilización de la fracción C₄ resultante:

- 1º La conversión normal es aquella que produce un contenido de isobutileno en el producto C₄ del 2 al 5 %.
- 2º Se consigue una conversión más profunda añadiendo reactores adicionales, llegando a contenidos de isobutileno en el producto C₄ de 0.5 al 1.0 %.
- 3º Finalmente se consigue una conversión aún mayor hasta niveles de isobutileno inferiores al 0.1 % añadiendo reactores a la corriente C₄ producto del domo de la fraccionadora. El efluente se somete a una segunda desbutanización a baja presión y el MTBE producido junto con el metanol se devuelve a la primera etapa de reacción. Es también necesario hidrogenar selectivamente el butadieno y los acetilenos.

La fracción C₄ producto de la planta de MTBE, más o menos contaminada con isobutileno, tiene diversos usos petroquímicos. Existen tres niveles de reducción del isobutileno con las siguientes aplicaciones.

- 1.- La fracción C₄ residual con contenido en isobutileno de 2 a 5 % se emplea para fabricar ácidos maléico o acético por oxidación, como reciclo de las plantas de pirólisis con vapor o para producir alcoholes oxo.

Se utiliza también en el proceso de alquilación para fabricar componentes de la gasolina. La calidad del producto de alquilación se mejora de todos modos si se elimina el isobutileno, ya que es de los tres isómeros del buteno, el que da un producto de menor número de octano.

- 2.- Cuando el contenido de isobutileno de la fracción C₄ residual es del 0.5 a 1 %, se aplica en la hidratación a alcohol butílico secundario, que se utiliza a su vez, como solutizador del metanol en su mezcla con gasolina para fabricar butadieno por deshidrogenación oxidativa y para producir metil etil cetona (MEK).
- 3.- Cuando el contenido de isobutileno de la fracción C₄ residual es inferior a 1000 ppm, el 1-buteno se separa por fraccionamiento o adsorción (proceso Sorbuteno u Olefinesiv) hasta conseguir purezas superiores a 99 % y entonces se usa como comonomero en la fabricación del polietileno de alta densidad o para fabricar 1-polibuteno.

CAPITULO IV

BASES DE DISEÑO

4.1 DEFINICIONES

Bases de diseño es el nombre con el que se denomina al documento de ingeniería que contiene la información técnica necesaria para llevar a cabo el diseño de una planta. Incluye información tal como: capacidad, rendimiento, flexibilidad, especificaciones y condiciones de alimentaciones y productos, además de incluir información útil para desarrollar la ingeniería básica y de detalle entre los que se encuentran la localización de la planta, condiciones climatológicas de la zona, disponibilidad de servicios auxiliares, requerimientos de instalaciones de almacenamiento, tratamiento de efluentes, seguridad industrial y otros.

Su elaboración está basada en un cuestionario que la compañía favorecida o licenciadora para realizar el proyecto, turna a la compañía cliente para que ésta a su vez especifique las necesidades y lineamientos particulares del proyecto. Al contener estos lineamientos y especificaciones del proceso, el documento de bases de diseño sirve como punto de partida para establecer las garantías que la compañía licenciadora debe ofrecer al cliente, estas garantías pueden cubrir entre otros aspectos, la capacidad de la planta, las especificaciones de los productos, los rendimientos, la flexibilidad de la planta, etc.

Por otra parte este documento es útil para el licenciador, ya que como responsable de que el proceso resulte satisfactorio, deberá vigilar que la operación de la planta se lleve a cabo siguiendo estrictamente las instrucciones del cliente y que se cumplan todas las condiciones operacionales, tales como, carga a la planta o calidad y cantidad de los servicios auxiliares.

De todo lo anterior se desprende que además de fijar los requerimientos del proceso, es un documento que puede ser útil desde el punto de vista legal.

4.2 INFORMACION CONTENIDA EN EL DOCUMENTO DE BASES DE DISEÑO

El documento de bases de diseño contiene información indispensable para los especialistas dedicados al diseño del proceso, además de otros documentos y planos importantes. En forma generalizada esta información comprende los siguientes rubros.

- Generalidades
- Capacidad, rendimiento y flexibilidad
- Especificaciones de las alimentaciones
- Especificaciones de los productos
- Condiciones de las alimentaciones a la planta en L.B.
- Condiciones de los productos en L.B.
- Información de servicios auxiliares del proceso

A continuación presentaremos una breve descripción de cada uno de ellos:

4.2.1. GENERALIDADES

En este punto de deberán describir en forma general la función de la planta y el tipo de proceso empleado.

4.2.2. CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD

En este caso deberán reportarse factor de servicio y capacidad. El factor de servicio nos indica el tiempo que operará una planta, algunas compañías tienen la política de operar sus plantas once meses y utilizar el mes restante para darle mantenimiento lo que equivale a tener un factor de servicio de 0.9, otras compañías requieren que sus plantas operen más tiempo y esto requiere de diseños muy cuidadosos y con alta flexibilidad para permitir que la planta opere todo el año lo que equivale a tener un factor de servicio de 1.0.

Existen casos especiales en los cuales por la demanda de producto en el mercado, la planta requiere operar menos tiempo, lo cual nos lleva a tener factores de servicio bajos.

Capacidad: en este inciso es importante indicar la capacidad normal, la de diseño y la mínima que tendrá la planta

4.2.3. ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES DEL PROCESO

Aquí se deberán enlistar las diferentes cargas a la planta, indicando para cada una de ellas el flujo y las composiciones, la temperatura, etc. El sistema de unidades a usar se debe procurar que sea lo más homogéneo posible.

4.2.4. ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

Se deben indicar las especificaciones de cada una de las líneas de los productos de la planta.

4.2.5. CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN LIMITES DE BATERIA (L.B.).

se reporta para cada una de las alimentaciones a la planta: su procedencia, su estado físico, la presión máxima, normal y mínima, la temperatura máxima, normal y mínima y la forma de recibo, ya sea por tubería, cilindros, carros tanque, u otro.

4.2.6 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN L.B.

En este punto se deberán reportar en forma de lista para cada uno de los productos en limites de batería: su destino, su estado físico, la presión máxima, normal y mínima, la temperatura máxima, normal y mínima y la forma de recibo ya sea por tubería, cilindros, carros tanque, autotanques u otros.

4.2.7. INFORMACION DE SERVICIOS AUXILIARES

Se reportan todos los datos correspondientes a Servicios Auxiliares, entre otros:

- El Agua de Enfriamiento: Se deberán indicar las condiciones de suministro (presión y temperatura) y de retorno (presión mínima y temperatura máxima) en límites de batería, se deberán especificar también la disponibilidad y fuente de suministro.
- Vapor: Se deberán especificar el nivel, la disponibilidad, las condiciones de suministro y de retorno (presión y temperatura) de acuerdo a su uso, especificar si es vapor de calentamiento, vapor motriz o vapor de proceso, indicar si se va a generar dentro de la planta o de límites de batería e indicar si retornará como condensado o vapor.
- Agua tratada: Indicar las condiciones de suministro del agua (presión y temperatura) y especificar si se obtendrá de la planta o de límites de batería.
- Combustible: Indicar su estado físico (si es gaseoso o líquido), se deberá reportar la composición, la presión y la temperatura en límites de batería y el poder calorífico bajo.
- Refrigerante: Especificar composición, características y la presión y temperatura como condiciones de suministro.
- Gas inerte: Se debe indicar composición, presión, temperatura y si se va a generar en la planta o en límites de batería.
- Suministro eléctrico: Indicar el voltaje, frecuencia y número de fases.
- Aire de planta: Especificar si se va a generar en planta o en límites de batería, así como el flujo y la presión.
- Aire de Instrumentos: Especificar si se va a generar en planta o en límites de batería, así como el flujo, la presión y la humedad.

4.3 PLANTA PROPUESTA PARA LA PRODUCCION DE METIL TERBUTIL ETER (MTBE).

4.3.1. GENERALIDADES

a) Función de la planta:

Se trata de una planta petroquímica cuya función es la producción de MTBE a partir de metanol e isobutileno con una capacidad de 60,000 ton/año lo que permitirá disminuir en 18 % las importaciones de MTBE que en 1994 ascendieron a \$123 millones de dólares (aproximadamente 325,000 ton) y se prevé que seguirán aumentando en los próximos años.

El MTBE es usado como aditivo de alto octanaje en las gasolinas oxigenadas que se consumen en nuestro país desde hace 5 años formando parte de los proyectos ecológicos de Pemex para reducir el índice de emisiones contaminantes a la atmósfera producidos por los vehículos de combustión interna en las grandes ciudades del país.

El MTBE ha sido el principal sustituto de los compuestos aditivos con plomo a nivel mundial, en nuestro país ha sido de gran utilidad para sustituir al tetraetilo de plomo, aditivo de las antiguas gasolinas que no puede ser utilizado por los modernos sistemas convertidores catalíticos que han sido implementados como dispositivo estándar desde el año de 1991 en todos los vehículos nuevos.

b) Tipo de proceso

El proceso de obtención es de tipo continuo, se obtiene MTBE como producto de la reacción catalítica en fase líquida entre el metanol y el isobutileno, este último contenido en el corte de butanos-butilenos proveniente de las plantas de Desintegración Catalítica Fluida (FCC, Fluid Catalytic Cracking) en un rango de 6-12 % en peso aproximadamente y que en México operan normalmente.

La reacción es de tipo exotérmico y es catalizada por una resina de intercambio iónico tipo ácido, este proceso se apega al planteamiento básico de todos los procesos existentes para la obtención de MTBE y que constan generalmente de las siguientes fases:

- 1.- Alimentación en límites de batería, de fracciones C_4 y metanol en exceso ambas en estado líquido.
- 2.- Mezcla controlada de estas alimentaciones y posterior entrada a reactor catalítico de lecho fijo que contiene la resina catalizadora donde se produce el MTBE.
- 3.- Separación del MTBE de las fracciones C_4 inertes y del metanol en exceso, en esta sección se obtiene el MTBE que podrá ser usado directamente o purificado según la aplicación para la cual sea requerido.
- 4.- Separación del metanol en exceso de las fracciones C_4 a las que se llama fracciones mejoradas, este proceso se lleva a cabo por medio de una extracción líquido-líquido con agua.
- 5.- Separación binaria de la mezcla metanol-agua y recirculación de ambas corrientes al proceso, el metanol como reactivo y el agua como elemento de extracción.

4.3.2. CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD

a) Factor de servicio.

La planta se diseñará para trabajar 333 días al año (8,000 hr) utilizando el resto del período anual para realizar un mantenimiento general a la planta.

b) Capacidad y rendimiento

- Capacidad normal: Se ajustara a 60,000 toneladas por año.
- Capacidad máxima: Será de 66,000 toneladas por año.
- Capacidad mínima: Estará definida en función de los equipos cuyo diseño sea crítico y se estima que será de un 25% menor a la normal, es decir aproximadamente 45,000 toneladas/año.
- Capacidad de diseño: Se establecerá en base a la capacidad máxima con un factor de sobrediseño de 10% es decir aprox. 73,000 toneladas por año.

c) Flexibilidad

El diseño de la planta debe considerar que no se podrá mantener operando las torres de destilación a falta del suministro de vapor o agua de enfriamiento, pero se podrá operar a falta de energía eléctrica suministrada por la Comisión Federal de Electricidad (CFE) debido a que se contará con un generador eléctrico de relevo para emergencias que permita un respaldo para llegar como último recurso a un paro ordenado y escalonado hasta el momento en que se restablezcan los suministros normales.

d) Previsiones para futuras ampliaciones.

No se prevén futuras ampliaciones, sin embargo en base a una planeada distribución de los equipos, se contará con una superficie de terreno equivalente a la ya existente, para la construcción de una planta gemela la cual no está contemplada por el momento.

4.3.3. ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES

a) Metanol

Estado físico:	Líquido subenfriado
Procedencia:	Tanques de almacenamiento situados en las áreas destinadas a este fin dentro de la refinería.
Flujo:	7,454.15 lb/h
Composición:	99.64 % peso metanol 0.36 % peso agua
Impurezas:	Ninguna de consideración.

b) Fracciones C-4

Estado físico:	Líquido subenfriado
Procedencia:	Tanques de almacenamiento situados en las áreas destinadas a este fin dentro de la refinería.
Flujo:	118,898.07 lb/h
Composición:	isobutano 40.30 % isobutileno ... 11.20 % 1-buteno 12.22 % n-butano 10.62 % tr2-buteno 16.29 % cis2 buteno 9.37 %
Impurezas:	H ₂ O en niveles de hasta 50 ppm.

4.3.4 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

a) MTBE

Estado físico:	Líquido subenfriado
Destino:	Tanques de almacenamiento situados en las áreas destinadas a este fin dentro de la refinería.
Flujo:	20,312.87 lb/h
Composición:	99.90 % mínimo
Impurezas:	trans 2 buteno 0.02 % en peso. cis2 buteno 0.08 % en peso.

b) Fracciones C₄ Mejoradas

Estado físico:	Líquido subenfriado
Destino:	Tanques de almacenamiento situados en las áreas destinadas a este fin dentro de la refinería.
Flujo:	106,018.39 lb/h
Composición:	isobutano 45.30 % isobutileno 0.14 % l buteno 13.75 % n butano 11.95 % trans 2 buteno 18.30 % cis2 buteno 10.52 %
Impurezas:	metanol 0.06 % MTBE 0.01 % agua 0.00 %

4.3.5 CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN L.B.

a) Metanol

Temperatura mínima:	77.4 °F
Temperatura normal:	86.0 °F
Temperatura máxima:	94.6 °F
Presión mínima:	14.4 psía
Presión normal:	16.00 psía
Presión máxima:	17.6 psía
Estado físico:	Líquido
Forma de entrega:	Tubería proveniente de tanques de almacenamiento por medio de sistema de bombeo y válvulas de control.

b) Fracciones C₄

Temperatura mínima:	77.4 °F
Temperatura normal:	86 °F
Temperatura máxima:	94.6 °F
Presión mínima:	130.2 psía
Presión normal:	144.7 psía
Presión máxima:	159.2 psía
Estado físico:	Líquido
Forma de entrega:	Tubería proveniente de tanques de almacenamiento por medio de sistema de bombeo y válvulas de control.

4.3.6. CONDICIONES DE PRODUCTOS EN L.B.

a) MTBE

Temperatura mínima: 85.9 °F
Temperatura normal: 95.0 °F
Temperatura máxima: 104.5 °F

Presión mínima: 126 psía
Presión normal: 140 psía
Presión máxima: 154 psía

Estado físico: Líquido

b) Fracciones C₄ Mejoradas

Temperatura mínima: 108 °F

Temperatura normal: 120 °F

Temperatura máxima: 132 °F

Presión mínima: 121.5 psía

Presión normal: 135.0 psía

Presión máxima: 148.5 psía

Estado físico: Líquido

La forma de entrega para los productos MTBE, metanol, y fracciones C₄ será por tubería con destino a tanques de almacenamiento por medio de sistemas de bombeo y válvulas de control.

4.3.7. ALMACENAMIENTO

Con la finalidad de contar con los inventarios indispensables de materias primas y productos finales se considera necesario un almacenaje que deberá localizarse en el área específica para este fin dentro de la instalaciones de la refinería y fuera de límites de batería de la planta de MTBE, que pueda dar un soporte de hasta una semana de producción (7 días).

Los valores aproximados y requerimientos de tanques de almacenamiento se dan a continuación:

MTBE: Almacenamiento de 16,000 barriles

Metanol: Almacenamiento de 4,000 barriles

Fracciones C-4: Almacenamiento de 90,000 barriles

4.3.8. SERVICIOS AUXILIARES

a) Vapor

Vapor de baja presión: Presión: 64 psía
Temperatura: 311 °F
Calidad: Saturado
Disponibilidad: La requerida

Vapor de media presión: Presión: 241 psía
Temperatura: 402 °F
Calidad: Saturado
Disponibilidad: La requerida

Distribución: Por líneas de tubería, de L.B.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

CAPITULO V

SIMULACION DEL PROCESO

- La capacidad de desarrollar procesos industriales que sean técnica y económicamente viables, en forma rápida, sencilla y práctica, es probablemente el requerimiento más importante para un Ingeniero o compañía de Ingeniería de Procesos.
- Los avances tecnológicos de los sistemas de cómputo, hardware y software, han sido extensamente aplicados a la optimización y desarrollo de procesos por parte de compañías especializadas. La evolución de la computadora personal ha permitido que un creciente número de personas tengan acceso a sistemas de cálculo, bases de datos y simuladores de procesos.
- Nuevos y mejores programas de simulación están continuamente apareciendo en el mercado con métodos más rigurosos de solución. A través de estos programas se amplían las capacidades de los Ingenieros, sin embargo, debe considerarse responsabilidad del usuario el entender las posibilidades y limitaciones de cada programa.
- En este capítulo, haremos una breve descripción de algunos de los simuladores de proceso más conocidos en México incluyendo sus principales características y su clasificación.
- Posteriormente presentaremos una descripción detallada de la forma en que se opera el simulador empleado llamado Hysim. Finalmente presentaremos los resultados del balance de materia y energía que se obtuvieron para el proceso seleccionado.

5.1 DESCRIPCION Y CLASIFICACION DE LOS SIMULADORES DE PROCESO

De manera general, un simulador de procesos proporciona un sistema de trabajo interactivo y de suministro de datos para realizar automáticamente los cálculos de propiedades termodinámicas de corrientes de proceso a través de un diagrama de flujo creado por el usuario.

Los procedimientos usados por los simuladores son bastante apegados a la forma natural en que deben resolverse los esquemas de proceso, de esta forma el usuario se concentra en el diseño y desarrollo conceptual dejando los cálculos al simulador.

Existen diversas clasificaciones o características que definen el tipo al que pertenece un simulador. En general los simuladores tienen una configuración modular y pueden ser modulares secuenciales o modulares no secuenciales (simultáneos) según su capacidad de realizar cálculos hacia adelante o hacia atrás respectivamente, siempre y cuando se satisfagan los grados de libertad. Otra clasificación muy importante surgida a recientes fechas es la que define un simulador como estático o dinámico de acuerdo a la capacidad de resolver cálculos en función del tiempo.

De acuerdo a nuestra investigación, y en opinión de importantes usuarios, los simuladores de proceso más conocidos en México son los siguientes:

- 1.- **HYSIM:** Licenciado por la compañía canadiense Hyprotech LTD. Es un simulador termodinámico, tipo modular no secuencial, orientado para el cálculo de corrientes a régimen permanente o estático y configurado en lenguaje C. Cuenta con un banco de datos de aproximadamente dos mil componentes. Es un simulador ampliamente usado gracias a su característica de rapidez y simplicidad de operación. Sus aplicaciones se encuentran en el campo de procesos químicos, petroquímica y refinación del petróleo. Actualmente se ha desarrollado una versión actualizada llamada Hysis que cuenta con opción de cálculos a régimen dinámico.
- 2.- **ASPEN PLUS:** Licenciado por la compañía estadounidense Aspen Tech. Es un simulador termodinámico, tipo modular secuencial bidireccional, orientado para el cálculo de corrientes a régimen permanente y cuenta con la opción de realizar cálculos a régimen dinámico. Está configurado en lenguaje Fortran y cuenta con una base de datos de cuatro mil componentes. Actualmente es el simulador comercial más completo gracias a su capacidad de realizar cálculos de optimización, análisis de sensibilidad y cálculo de costos.

- 3.- **PRO II (Pro-Vision):** Licenciado por la compañía estadounidense Sim SCI. Es un simulador termodinámico, tipo modular secuencial, orientado para el cálculo de corrientes a régimen permanente y cuenta con la opción de realizar cálculos a régimen dinámico. Está configurado en lenguaje Fortran y cuenta con una base de datos de dos mil quinientos componentes. Este simulador cuenta también con opción de cálculo de optimización.
- 4.- **CHEM CAD II:** Licenciado por la compañía estadounidense Coad. Es un simulador termodinámico, tipo modular secuencial, orientado para el cálculo de corrientes a régimen permanente. Está configurado en lenguaje Fortran. Su manejo puede considerarse un tanto complicado debido al requerimiento de abrir y cerrar demasiados archivos auxiliares. Actualmente no es muy usado debido a que presenta varias limitaciones.
- 5.- **FLOWTRAN:** No tenemos referencias de la compañía licenciataria aunque sabemos que proviene de los Estados Unidos. Es un simulador termodinámico, tipo modular secuencial, orientado para el cálculo de corrientes a régimen permanente, su configuración es en lenguaje Fortran y actualmente su uso es muy reducido.
- 6.- **SIMPPROC:** Simulador desarrollado por el Instituto Mexicano del Petróleo. Es un simulador termodinámico, tipo modular secuencial, orientado para el cálculo de corrientes a régimen permanente.

De acuerdo a la opinión de algunos usuarios especialistas en simulación, los simuladores que presentan una verdadera opción viable para el desarrollo de ingeniería de procesos son en orden de jerarquía y rigurosidad Aspen Plus, Pro II y Hysim.

Todos ellos, utilizan una gama de ecuaciones de estado y modelos de actividad para el cálculo de propiedades de corrientes de proceso a régimen estable y cuentan con opción de cálculos a régimen dinámico en sus versiones más recientes.

5.2 ESTRUCTURA DE OPERACION

En esta sección haremos una descripción general acerca del manejo y operación del simulador Hysim, con el objetivo de brindar una idea más clara del procedimiento llevado a cabo para desarrollar el balance de materia y energía del proceso de fabricación de MTBE, dicho procedimiento, en términos generales consiste en las siguientes etapas:

- 1.- Selección de los componentes participantes del proceso.
- 2.- Selección de la ecuación de estado o modelo de actividad de acuerdo a la naturaleza de los componentes.
- 3.- Integración de la topología (esquema o diagrama) del proceso.
- 4.- Introducción de datos al sistema, (datos de equipo, proceso, operación) respetando los grados de libertad del sistema.

Al inicio de la operación, la pantalla muestra el menú principal que nos permite elegir el modo de operación. Para iniciar un proceso se deben seleccionar los componentes accediendo a la biblioteca, donde están agrupados de la siguiente manera:

- | | |
|--|------------------------|
| - Aminas | - Alcoholes y Glicoles |
| - Cetonas | - Aldehidos |
| - Esteres | - Acidos |
| - Halógenos y Refrigerantes | - Nitrilos |
| - Fenoles | - Eteres |
| - Hidrocarburos: Parafinas comunes, alquílicas, cíclicas | |
| Olefinas normales, cíclicas | |
| Compuestos aromáticos | |
| Mercaptanos | |
| Alquinos. | |

Dentro de cada grupo, los componentes están ordenados de acuerdo al número total de átomos de carbón y en orden ascendente. Cabe señalar que no todos los componentes serán aplicables para todos los diferentes paquetes de propiedades.

TERMODINAMICA

Los paquetes de propiedades están subdivididos en 8 categorías básicas:

- 1.- Ecuaciones de Estado: Peng Robinson, Soave Redlich Kwong
- 2.- Ecuaciones de Estado Opcionales:
PR Opciones (Sour PR, PR LK ENTH, PRSV, PRSV LK)
SRK Opciones (Sour SRK, SRK LK ENTH)
- 3.- Modelo de Actividad: Margules, Van Laar, Wilson, NRTL, UNIQUAC.
- 4.- Paquete de propiedades de aminas: MEA, DEA, TEA, MDEA, DGA.
- 5.- Paquete de Vapor.
- 6.- Modelos de Presión de Vapor: Antoine modificado, Braun BK10, ESSO
- 7.- Métodos Semi-Empíricos: Chao-Seader, Grayson-Streed.
- 8.- Paquetes de propiedades escritos por el usuario.

Para acceder los paquetes de propiedades; primero se debe seleccionar el grupo correspondiente y posteriormente el paquete de interés. Los paquetes deben ser definidos cada vez que se inicia un nuevo caso pero pueden ser redefinidos en cualquier momento por cualquier otro paquete disponible.

A continuación se ilustran algunos ejemplos de las pantallas de selección del paquete de propiedades:

```
Peng_Robinson Soave_Redlich_Kwon Chao_Seader Grayson_streed
Activity_Models Vapour_Press Amines PR_Options
SRK_Options Steam User_Defined
Activity_Models dual model equations Uniquac, NRTL, Wilson etc
Which property package do you require>
```

```
Wilson Uniquac NRTL VAN LAAR Margules
Wilson three or five suffix Wilson equation  $A_{ij}=a_{ij} + b_{ij} * T$ 
Which activity model do you require>
```

A continuación se muestra un cuadro resumen de las correlaciones de propiedades usadas por Hysim para equilibrios vapor-líquido y cálculos de entalpía-entropía:

METODO DE PROPIEDADES	CAL'N ELV	CAL'N ENTALPIA/ENTROPIA
1) Ecuaciones de estado		
PR SRK	PR SRK	PR SRK
2) Opciones de ecuaciones de estado		
Sour_PR PR_LK_ENTH PRSV PRSV_LK Sour_SRK SRK_LK_ENTH	PR&API-Sour PR PRSV PRSV SRK&API-Sour SRK	PR Lee-Kesler PRSV Lee-Kesler SRK Lee-Kesler
3) Modelos de Actividad		
Margules	Margules-Ideal Gas o Margules-RK	Cavett-Ideal Gas Cavett-RK
Van Laar	Van Laar-Ideal Gas o Van Laar-RK	Cavett-Ideal Gas Cavett-RK
Wilson	Wilson-Ideal Gas o Wilson-RK	Cavett-Ideal Gas Cavett-RK
NRTL	NRTL-Ideal Gas o NRTL-RK	Cavett-Ideal Gas Cavett-RK
UNIQUAC	UNIQUAC-Ideal Gas o UNIQUAC-RK	Cavett-Ideal Gas Cavett-RK
4) Paquete de vapor		
ASME Tablas de vapor	ASME Tablas de vapor	ASME Tablas de vapor
5) Modelos de presión de vapor		
Mod. Antoine BK10 Tabulador Esso	Mod. Antoine-Ideal Gas BK10-Ideal Gas Esso-Ideal Gas	Lee-Kesler Lee-Kesler Lee-Kesler
6) Modelos Semi-Empricos		
Choao-Seader Grayson-Sreed	CS-RK GS-RK	Lee-Kesler Lee-Kesler

INSTALACION DE OPERACIONES UNITARIAS.

Durante la instalación de una operación unitaria se despliega el siguiente menú:

```
?New
?New enter a new name to install a new operation
Enter the operation name
>
```

Un nombre debe ser asignado a la operación y esta debe ser seleccionada. Por ejemplo indicamos el nombre de la operación (V100) y la operación requerida es un intercambiador de calor.

```
?New
Enter the operation name
> V100
```

Las operaciones disponibles aparecerán de la siguiente forma:

```
Heat_Exchanger      Set          Compresor      Pump
Tee                  Balance      Fractionate    Mole-Balance
Mass_Balance        Separator    Adjust         Recycle
Reactor             Separatpr_3  Cooler/heater  Valve
Pipe_segment        Mixer        Column         Command_File
Calculator
Heat_Exchanger simple two sided heat exchanger
What type of unit do you want to install
>
```

Las operaciones del Simulador Hisym se describen a continuación:

Heat_Exchanger	Intercambiador simple de dos lados
Set	Fija aproximaciones entre variables
Compressor	Compresor o expansor para líquido o vapor
Pump	Cálculo de bombas estandar
Tee	Accesorio "tee"
Balance	Balance de materia y energía
Fractionate	"Caja negra" separación de componentes
Mole_Balance	Comportamiento de materiales
Mass_Balance	Balance de masa solamente, útil para reactores.
Separator	Separador de fases vapor-líquido
Adjust	Iteraciones
Recycle	Recircula una corriente en otra
Reactor	Convierte moles de acuerdo a la estequiometría dada
Separator_3	Separador de tres fases
Cooler/Heater	Intercambiador de un solo lado con entrada, salida y corrientes de energía.
Valve	Balance isoentálpico simple entre dos corrientes
Pipe_Segment	Caídas de presión en tuberías
Mixer	Mezcla corrientes y calcula temperaturas
Column	Cálculo riguroso de la columna
Command_File	Instala un archivo comando en el diagrama de flujo
Calculator	Ejecuta operaciones instaladas por el usuario

Cada operación tiene comandos propios, a continuación mostramos un ejemplo:

Print	Change	Run	Restart
Size_tray			
Print permits printing of both input and output			
Enter a COLUMN command			

Con el comando "Print" se presenta una nueva lista de variables en el menú:

Input	Transport_propertie	Stages	Products
Physical_propertie	Feeds	Exchanger_profiles	All
Efficiencies	Tray_Dim	Composition_porfil	SI
Graph	Printer	Boiling_poin_Curv	British
Title	Mass_Basis	Mole_Basis	
Comp_Fractions	Comp_Flows	Volume_Basis	
Input items of the input data are to be printed			
Which output pages do you wish printed?			
>			

La torre puede ser reconfigurada completamente usando el comando "Change":

Nuber_of_stages	Flow_Estimate	Refux_Estimate	Pressures
Temperatures	Vapour_Flows	Feeds	Side_Liquid_Draw
Side_Vapour_Draw	Side_Exchanger	Side_Water_Draw	Specifications
Subcooling	Product_Streams	Pump_Arounds	Side_Strippers
Damping_factor	Efficiencies	Tolerances	Tray_Size
Spec_Value	Internal_Stream		
Number_of_stages number of ideal sttages			
What do you want to change?			
>			

MODO HOJA DE TRABAJO

Desde el menú principal elegimos el comando "WorkSheet", se abrirá una ventana similar a la que mostramos a continuación:

Streams					
Stream		New Value =			
		FRAC-C4-1	FA-1LQ	FA-1VP	METANOL-3
Description					
Vapour frac.		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature	F	86.0000	86.0000	86.0000	86.0000*
Pressure	Psia	144.7000	144.7000	144.7000	18.0000*
Molar Flow	Lbmole/hr	2081.0257	2081.0257	0.0000	233.0000*
Mass Flow	Lb/hr	118898.0738	118898.0738	0.0000	7454.1552
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9328	13939.9328	0.0000	642.2483
Enthalpy	Btu/hr	-3.16604E +06	-3.16604E +06	0.00000E +00	-2.80028E +06
Density	Lb/ft3	35.6146	35.6146	1.9789	49.7758
Mole Wt.		57.1344	57.1344	57.3014	31.9921
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	32.8757	32.8757	0.0000	27.6643
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.0736	0.0736	0.0099	0.1032
Viscosity	Cp	0.1477	0.1477	0.0083	0.5158
Z Factor		0.0396	0.0396	0.7155	0.0018
Sur Tension	Dyne/cm	10.8792	10.8792	-----	28.9440
Std Density	Lb/ft3	36.6074	36.6074	-----	50.98381
i-Butane	mole frac.	0.4030	0.4030	0.4887	0.0000*
i-Buteno	mole frac.	0.1120	0.1120	0.1046	0.0000*
1-Butene	mole frac.	0.1222*	0.1222	0.1238	0.0000*
n-Butane	mole frac.	0.1062*	0.1062	0.1033	0.0000*
2-Butene	mole frac.	0.1629*	0.1629	0.1182	0.0000*
cis-2-Butene	mole frac.	0.0937*	0.0937	0.0613	0.0000*
Methanol	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.9964*
diM-Ether	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*
H2O	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0036*
244M2pentene	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*
MTBE	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*
tert-Butanol	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*

Para re-especificar cualquier corriente solo es necesario posicionarse con el cursor y teclear el nuevo valor, sin embargo solo podrán ser re-especificados los datos que están marcados con el símbolo *. Cualquier variable afectada por el cambio se actualizará automáticamente, el Simulador también verifica los datos alimentados, si estos están en un rango no razonable, entonces genera una pregunta al usuario para que rectifique el valor alimentado.

Se pueden definir totalmente las corrientes mientras se usa la hoja de trabajo, cuando se crea una nueva corriente primero se indica el nombre, las propiedades tales como temperatura, presión, composición, etc. Cuando el cursor se posiciona en una celda a la cual puede alimentarse información, automáticamente se indican la unidades en las que debe suministrarse el valor de la variable.

**5.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DE UNA PLANTA
DE MTBE MEDIANTE EL USO DEL SIMULADOR HYSIM**

STREAM		FRAC-C4-1	FA-1LQ	FA-1VP	METANOL-3
Description					
Vapour frac.		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature	F	86.0000*	86.0000	86.0000	86.0000*
Pressure	Psia	144.7000*	144.7000	144.7000	16.0000*
Molar Flow	Lbmole/hr	2081.0257	2081.0257	0.0000	233.0000*
Mass Flow	Lb/hr	118898.0738*	118898.0738	0.0000	7454.1552
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9328	13939.9328	0.0000	642.2483
Enthalpy	Btu/hr	-3166040.0000	-3166040.0000	0.0000	-2800280.0000
Density	Lb/ft3	35.8148	35.8148	1.9789	49.7758
Mole Wt.		57.1344	57.1344	57.3014	31.8921
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	32.8757	32.8757	0.0000	27.6643
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.0738	0.0738	0.0099	0.1032
Viscosity	Cp	0.1477	0.1477	0.0083	0.8158
Z Factor		0.0396	0.0396	0.7155	0.0018
Sur Tension	Dyne/cm	10.8792	10.8792	-----	28.9440
Std Density	Lb/ft3	36.6074	36.6074	-----	50.8381
i-Butane	mole frac.	0.4030*	0.4030	0.4887	0.0000*
i-Butene	mole frac.	0.1120*	0.1120	0.1048	0.0000*
1-Butene	mole frac.	0.1222*	0.1222	0.1238	0.0000*
n-Butane	mole frac.	0.1062*	0.1062	0.1033	0.0000*
tr2-Butene	mole frac.	0.1829*	0.1829	0.1182	0.0000*
cis2-Butene	mole frac.	0.0937*	0.0937	0.0613	0.0000*
Methanol	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.9984*
diM-Ether	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*
H2O	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0036*
244M2pentene	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*
MTBE	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*
tert-Butanol	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*

Stream		FA-2LQ	FA-2VP	MTBAL	DATOVHLD
Description					
Vapour frac.		0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature	F	105.3180	105.3180	105.3180	125.0976
Pressure	Psia	16.0000	16.0000	16.0000	118.0000
Molar Flow	Lbmole/hr	331.8756	0.0000	331.8756	1951.8918
Mass Flow	Lb/hr	10618.8748	0.0000	10618.8748	109202.1828
LiqVol Flow	Barrel/day	914.9348	0.0000	914.9348	12724.7073
Enthalpy	Btu/hr	-3806620.0000	0.0000	-3806620.0000	-1439790.0000
Density	Lb/ft3	48.9673	111.0221	48.9673	34.0987
Mole Wt.		32.0098	32.0112	32.0098	55.9528
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	27.9467	0.0000	27.9467	34.7061
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.1004	0.1004	0.1004	0.0680
Viscosity	Cp	0.4464	0.7704	0.4464	0.1279
Z Factor		0.0017	0.0009	0.0017	0.0303
Sur Tension	Dyne/cm	27.1977	-----	27.1977	9.3173
Std Density	Lb/ft3	50.8352	-----	50.8352	37.0639
i-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.4297
i-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0013
1-Butene	mole frac.	0.0001	0.0001	0.0001	0.1303
n-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.1132
tr2-Butene	mole frac.	0.0001	0.0001	0.0001	0.1737
cis2-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0998
Methanol	mole frac.	0.9972	0.9973	0.9972	0.0514
diM-Ether	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	mole frac.	0.0026	0.0025	0.0026	0.0004
244M2pentene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
tert-Butanol	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream		GA-1DES	GA-1DUTY	GA-2DES	GA-2DUTY
Description					
Vapour frac.		0.0000	2.0000*	0.0000	2.0000*
Temperature	F	86.2408	0.0000*	106.1753	0.0000*
Pressure	Psia	164.7000*	0.0000*	164.7000*	0.0000*
Molar Flow	Lbmole/hr	2081.0257	0.0000*	331.8756	0.0000*
Mass Flow	Lb/hr	118898.0738	0.0000*	10816.8746	0.0000*
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9328	0.0000*	914.9348	0.0000*
Enthalpy	Btu/hr	-3149570	16474.4221	-3788660	7954.7542
Density	Lb/ft3	35.6271	0.0000	48.9629	0.0000
Mole Wt.		57.1344	0.0000	32.0098	0.0000
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	32.8875	0.0000	27.9597	0.0000
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.0738	-----	0.1003	-----
Viscosity	Cp	0.1478	-----	0.4438	-----
Z Factor		0.0451	-----	0.0177	-----
Sur Tension	Dyne/cm	10.8639	-----	27.1225	-----
Std Density	Lb/ft3	36.6074	-----	50.8352	-----
i-Butane	mole frac.	0.4030	0.0000*	0.0000	0.0000*
i-Butene	mole frac.	0.1120	0.0000*	0.0000	0.0000*
1-Butene	mole frac.	0.1222	0.0000*	0.0001	0.0000*
n-Butane	mole frac.	0.1062	0.0000*	0.0000	0.0000*
tr2-Butene	mole frac.	0.1829	0.0000*	0.0001	0.0000*
cis2-Butene	mole frac.	0.0937	0.0000*	0.0000	0.0000*
Methanol	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.9972	0.0000*
diM-Ether	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
H2O	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0026	0.0000*
244M2pentene	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
MTBE	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
tert-Butanol	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*

Stream		M25AL	N1E-9	EA-1DUTY	N18-10
Description					
Vapour frac.		0.0000	0.0000	2.0000*	0.0000
Temperature	F	88.6063	122.0000*	0.0000*	120.0000*
Pressure	Psia	184.7000	154.7000	0.0000*	149.7000
Molar Flow	Lbmole/hr	2412.7014	2412.7014	0.0000*	2182.2106
Mass Flow	Lb/hr	129514.9538	129514.9538	0.0000*	129515.0485
LiqVol Flow	Barrel/day	14854.8684	14854.8684	0.0000*	14589.8042
Enthalpy	Btu/hr	-8946230.0000	-4284390.0000	2663840.0000	-2109580.0000
Density	Lb/ft3	36.4825	34.9563	0.0000	35.8539
Mole Wt.		53.6805	53.6805	0.0000	59.3504
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	32.2759	33.8975	0.0000	35.6053
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.0769	0.0709	-----	0.0689
Viscosity	Cp	0.1654	0.1390	-----	0.1450
Z Factor		0.0412	0.0381	-----	0.0398
Sur Tension	Dyne/cm	13.1815	10.9777	-----	10.1622
Std Density	Lb/ft3	36.0914	36.0914	-----	38.3618
i-Butane	mole frac.	0.3476	0.3476	0.0000*	0.3843
i-Butene	mole frac.	0.0966	0.0966	0.0000*	0.0012
1-Butene	mole frac.	0.1054	0.1054	0.0000*	0.1185
n-Butane	mole frac.	0.0916	0.0916	0.0000*	0.1012
tr2-Butene	mole frac.	0.1405	0.1405	0.0000*	0.1554
cis2-Butene	mole frac.	0.0808	0.0808	0.0000*	0.0893
Methanol	mole frac.	0.1371	0.1371	0.0000*	0.0459
diM-Ether	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
H2O	mole frac.	0.0004	0.0004	0.0000*	0.0004
244M2pentene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.1056
tert-Butanol	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000

Stream		DA10VHVP	DA1BOTYOM	GA3DES-21	GA3DUTY
Description					
Vapour frac.		0.0000	0.0000	0.0000	2.0000*
Temperature	F	125.0878	292.2970	292.4432	0.0000*
Pressure	Psia	118.0000	138.0000	150.0000*	0.0000*
Molar Flow	Lbmole/hr	0.0000	230.5190	230.5190	0.0000*
Mass Flow	Lb/hr	0.0000	20312.8679	20312.8679	0.0000*
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000	1865.0981	1865.0981	0.0000*
Enthalpy	Btu/hr	0.0000	1896040.0000	1897970.0000	1929.0895
Density	Lb/R3	34.3428	38.3722	38.4073	0.0000
Mole Wt.		53.9448	88.1180	88.1180	0.0000
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	34.3710	57.1478	57.1616	0.0000
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.0701	0.0474	0.0473	-----
Viscosity	Cp	0.1385	0.1228	0.1228	-----
Z Factor		0.0290	0.0408	0.0450	-----
Sur Tension	Dyne/cm	10.8114	5.5383	5.5293	-----
Std Density	Lb/R3	37.7186	46.5578	46.5578	-----
i-Butane	mole frac.	0.4650	0.0000	0.0000	0.0000*
i-Butene	mole frac.	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000*
1-Butene	mole frac.	0.1182	0.0000	0.0000	0.0000*
n-Butane	mole frac.	0.0960	0.0000	0.0000	0.0000*
tr2-Butene	mole frac.	0.1212	0.0002	0.0002	0.0000*
cis2-Butene	mole frac.	0.0632	0.0008	0.0008	0.0000*
Methanol	mole frac.	0.1324	0.0000	0.0000	0.0000*
diM-Ether	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000*
H2O	mole frac.	0.0028	0.0000	0.0000	0.0000*
244M2pentene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000*
MTBE	mole frac.	0.0000	0.9990	0.9990	0.0000*
tert-Butanol	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000*

Stream		EA4SAL-22	EA4DUTY	RCV2-3	GA3DES-25
Description					
Vapour frac.		0.0000	2.0000*	0.0002	0.0000
Temperature	F	95.0000*	0.0000*	180.0693*	125.3772
Pressure	Psia	140.0000	0.0000*	20.0000*	140.0000
Molar Flow	Lbmole/hr	230.5190	0.0000*	789.5266*	1951.6916
Mass Flow	Lb/hr	20312.8679	0.0000*	15325.4394	109202.1828
LiqVol Flow	Barrel/day	1865.0981	0.0000*	1110.2868	12724.7073
Enthalpy	Btu/hr	-585582.7838	2283540.0000	-9641160.0000	-1420830.0000
Density	Lb/R3	45.3563	0.0000	47.2115	34.1214
Mole Wt.		88.1180	0.0000	19.9154	55.9526
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	44.3893	0.0000	19.5874	34.7225
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.0721	-----	-----	0.0679
Viscosity	Cp	0.3114	-----	-----	0.1279
Z Factor		0.0457	-----	-----	0.0366
Sur Tension	Dyne/cm	16.0582	-----	-----	9.2999
Std Density	Lb/R3	46.5578	-----	-----	37.0639
i-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.4297
i-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0013
1-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.1303
n-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.1132
tr2-Butene	mole frac.	0.0002	0.0000*	0.0000*	0.1737
cis2-Butene	mole frac.	0.0008	0.0000*	0.0000*	0.0998
Methanol	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.1353*	0.0514
diM-Ether	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000
H2O	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.8847*	0.0004
244M2pentene	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000
MTBE	mole frac.	0.9990	0.0000*	0.0000*	0.0001
tert-Butanol	mole frac.	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000

Stream		GA8DUY	M3SAL-27	GA8REC	C4S-28
Description					
Vapour frac.		2.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	F	0.0000*	124.5297	119.9282*	124.5297
Pressure	Psia	0.0000*	140.0000	140.0000*	140.0000
Molar Flow	Lbmole/hr	0.0000*	2831.3879	679.8964*	1860.8593
Mass Flow	Lb/hr	0.0000*	121631.0458	12428.8895	106284.3860
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000*	13584.8589	860.1509	12472.9878
Enthalpy	Btu/hr	18964.3165	-10975300.0000	-9554500.0000	-487245.0830
Density	Lb/ft3	0.0000	35.6629	61.1190	33.8013
Mole Wt.		0.0000	48.2232	18.2859	57.1158
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	0.0000	30.4285	18.2308	34.9825
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	-----	0.1158	0.3833	0.0668
Viscosity	Cp	-----	0.1818	0.5889	0.1234
Z Factor		-----	0.0289	0.0087	0.0377
Sur Tension	Dyne/cm	-----	24.1592	67.1256	8.5788
Std Density	Lb/ft3	-----	39.7172	82.6932	36.5736
i-Butane	mole frac.	0.0000*	0.3187	0.0000*	0.4507
i-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0010	0.0000*	0.0014
1-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0966	0.0000*	0.1367
n-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0840	0.0000*	0.1187
tr2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.1288	0.0000*	0.1822
cis2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0740	0.0000*	0.1047
Methanol	mole frac.	0.0000*	0.0431	0.0193*	0.0049
diM-Ether	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000
H2O	mole frac.	0.0000*	0.2538	0.9807*	0.0007
244M2pentene	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000*	0.0001	0.0000*	0.0001
tert-Butanol	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000

Stream		FA4-VP	METH20-29	EA8SAL-30	GA7DES-31
Description					
Vapour frac.		1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	F	124.5297	124.5297	180.0000*	235.3322
Pressure	Psia	140.0000	140.0000	130.0000	160.0000
Molar Flow	Lbmole/hr	0.0000	770.5286	770.5286	671.9612
Mass Flow	Lb/hr	0.0000	15346.6620	15346.6620	12182.7197
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000	1111.8706	1111.8706	838.9725
Enthalpy	Btu/hr	0.0000	-10488100.0000	-9653380.0000	-8059430.0000
Density	Lb/ft3	194.9128	57.6536	56.0047	58.2205
Mole Wt.		56.1998	19.9171	19.9171	18.1301
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	0.0000	19.4238	19.5911	18.2252
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.0693	0.3206	-----	0.3934
Viscosity	Cp	0.4117	0.5342	-----	0.2277
Z Factor		0.0064	0.0077	-----	0.0067
Sur Tension	Dyne/cm	-----	61.7864	-----	55.7901
Std Density	Lb/ft3	-----	59.4538	-----	63.0546
i-Butane	mole frac.	0.5037	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butene	mole frac.	0.0013	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	mole frac.	0.1353	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	mole frac.	0.1105	0.0000	0.0000	0.0000
tr2-Butene	mole frac.	0.1388	0.0000	0.0000	0.0000
cis2-Butene	mole frac.	0.0725	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	mole frac.	0.0215	0.1354	0.1354	0.0082
diM-Ether	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	mole frac.	0.0185	0.8645	0.8645	0.9918
244M2pentene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
tert-Butanol	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream		EA6FRSAL-32	DA20VHLQ-55	DA20VHVP	DA2BOTT-33
Description					
Vapour frac.		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature	F	1666.9084	150.0538	150.0538	235.3029
Pressure	Psla	150.0000	16.0000	16.0000	24.0000
Molar Flow	Lbmole/hr	671.9612	98.8756	0.0000	670.8510
Mass Flow	Lb/hr	12162.7197	3162.7194	0.0000	12162.7201
LiqVol Flow	Barrel/day	636.9725	272.6865	0.0000	837.6003
Enthalpy	Btu/hr	-8894150.0000	-1006330.0000	0.0000	-8049910.0000
Density	Lb/R3	60.2001	47.0281	0.0822	58.1919
Mole Wt.		18.1301	32.0517	33.0467	18.1303
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	18.1368	28.7668	11.8744	18.2346
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.3818	0.0939	0.0063	0.3934
Viscosity	Cp	0.3939	0.3262	0.0067	0.2277
Z Factor		0.0067	0.0017	0.9837	0.0010
Sur Tension	Dyne/cm	62.9215	23.2108	-----	55.7928
Std Density	Lb/R3	63.0548	50.8242	-----	63.0541
i-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0035	0.0000
i-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
1-Butene	mole frac.	0.0000	0.0002	0.0122	0.0000
n-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0054	0.0000
tr2-Butene	mole frac.	0.0000	0.0003	0.0130	0.0000
cis2-Butene	mole frac.	0.0000	0.0001	0.0069	0.0000
Methanol	mole frac.	0.0082	0.9990	0.9588	0.0082
diM-Ether	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	mole frac.	0.9918	0.0004	0.0002	0.9918
244M2penlene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
tert-Butanol	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream		DA2COBUTY	DA2REBUTY	GA7BUTY	EA7SAL-34
Description					
Vepour frac.		2.0000*	2.0000*	2.0000*	0.0000
Temperature	F	0.0000*	0.0000*	0.0000*	95.0000*
Pressure	Psla	0.0000*	0.0000*	0.0000*	140.0000
Molar Flow	Lbmole/hr	0.0000*	0.0000*	0.0000*	671.9612
Mass Flow	Lb/hr	0.0000*	0.0000*	0.0000*	12182.7197
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000*	0.0000*	0.0000*	838.9725
Enthalpy	Btu/hr	4415820.0000	5000000.0000	7024.3044	-9774330.0000
Density	Lb/R3	0.0000	0.0000	0.0000	62.1550
Mole Wt.		0.0000	0.0000	0.0000	18.1301
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	0.0000	0.0000	0.0000	18.1088
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	-----	-----	-----	0.3581
Viscosity	Cp	-----	-----	-----	0.7521
Z Factor		-----	-----	-----	0.0069
Sur Tension	Dyne/cm	-----	-----	-----	70.0176
Std Density	Lb/R3	-----	-----	-----	63.0546
i-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
i-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
1-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
n-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
tr2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
cis2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
Methanol	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0082
diM-Ether	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
H2O	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.9918
244M2penlene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000
tert-Butanol	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000

Stream		EA7DUTY	M4SAL-35	C45-36	FA5-VP
Description					
Vapour frac.		2.0000*	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	F	0.0000*	119.8307	119.8307	119.8307
Pressure	Psia	0.0000*	140.0000	140.0000	140.0000
Molar Flow	Lbmole/hr	0.0000*	2532.8206	1853.1241	0.0000
Mass Flow	Lb/hr	0.0000*	118467.1090	108038.4009	0.0000
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000*	13311.9609	12451.8334	0.0000
Enthalpy	Btu/hr	880179.3828	-10261600.0000	-705906.4987	0.0000
Density	Lb/ft3	0.0000	35.6489	33.9867	196.3708
Mole Wt.		0.0000	48.7728	57.2214	56.6200
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	0.0000	30.3029	34.7307	0.0000
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	-----	0.1173	0.0676	0.0698
Viscosity	Cp	-----	0.1617	0.1258	0.4169
Z Factor		-----	0.0295	0.0379	0.0065
Sur Tension	Dyne/cm	-----	24.4492	6.7926	-----
Std Density	Lb/ft3	-----	39.3660	36.5304	-----
i-Butane	mole frac.	0.0000*	0.3311	0.4526	0.5131
i-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0010	0.0014	0.0013
1-Butene	mole frac.	0.0000*	0.1004	0.1372	0.1379
n-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0872	0.1192	0.1128
tr2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.1339	0.1829	0.1406
cis2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0769	0.1051	0.0733
Methanol	mole frac.	0.0000*	0.0058	0.0008	0.0036
diM-Ether	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	mole frac.	0.0000*	0.2636	0.0006	0.0174
244M2pentene	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000*	0.0001	0.0001	0.0000
tert-Butanol	mole frac.	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000

Stream		H2ORECS-26	GA6DES-37	GA6DUTY	M6SAL
Description					
Vapour frac.		0.0000	0.0000	2.0000*	0.0000
Temperature	F	119.8307	119.8307	0.0000*	235.0432
Pressure	Psia	140.0000	140.0000	0.0000*	24.0000
Molar Flow	Lbmole/hr	679.6965	679.6965	0.0000*	671.9612
Mass Flow	Lb/hr	12428.8771	12428.8771	0.0000*	12182.7197
LiqVol Flow	Barrel/day	860.1515	860.1515	0.0000*	838.9725
Enthalpy	Btu/hr	-9555690.0000	-9555690.0000	0.0000	-8066460.0000
Density	Lb/ft3	61.1216	61.1216	0.0000	58.2002
Mole Wt.		16.2859	16.2859	0.0000	18.1301
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	18.2308	18.2308	0.0000	18.2333
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.3632	0.3632	-----	0.3934
Viscosity	Cp	0.5894	0.5894	-----	0.2281
Z Factor		0.0067	0.0067	-----	0.0010
Sur Tension	Dyne/cm	67.1349	67.1349	-----	55.8212
Std Density	Lb/ft3	62.6932	62.6932	-----	63.0546
i-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
i-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
1-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
n-Butane	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
tr2-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
cis2-Butene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
Methanol	mole frac.	0.0193	0.0193	0.0000*	0.0082
diM-Ether	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
H2O	mole frac.	0.9807	0.9807	0.0000*	0.9918
244M2pentene	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
tert-Butanol	mole frac.	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000

Stream		AGUANVA-38	R1BUUY	VAUX-3	A
Description					
Vapour frac.		0.0000	2.0000*	0.0002	0.0000
Temperature	F	77.0000*	0.0000*	180.0688	150.0532
Pressure	Psia	24.0000	0.0000*	20.0000*	16.0000*
Molar Flow	Lbmole/hr	1.1102	0.0000*	770.5288	98.8758
Mass Flow	Lb/hr	20.0000*	0.0000*	15348.6620	3162.7194
LiqVol Flow	Barrel/day	1.3722	0.0000*	1111.8708	272.8865
Enthalpy	Btu/hr	-16544.1094	4795960.0000	-9653380.0000	-1006330.0000
Density	Lb/ft3	62.8890	0.0000	47.1867	47.0281
Mole Wt.		18.0151	0.0000	19.9171	32.0517
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	18.0242	0.0000	19.5887	28.7568
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	0.3533	-----	-----	0.0939
Viscosity	Cp	0.9110	-----	-----	0.3282
Z Factor		0.0012	-----	-----	0.0017
Sur Tension	Dyne/cm	72.0995	-----	-----	23.2109
Std Density	Lb/ft3	63.3284	-----	-----	60.8242
i-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
i-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
1-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0002
n-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
1r2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0003
cis2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0001
Methanol	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.1354	0.9999
diM-Ether	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
H2O	mole frac.	1.0000*	0.0000*	0.8845	0.0004
244M2pentene	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
MTBE	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
tert-Butanol	mole frac.	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000

Stream		DA1CDUUY	DA1RDUUY
Description			
Vapour frac.		2.0000*	2.0000*
Temperature	F	0.0000*	0.0000*
Pressure	Psia	0.0000*	0.0000*
Molar Flow	Lbmole/hr	0.0000*	0.0000*
Mass Flow	Lb/hr	0.0000*	0.0000*
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000*	0.0000*
Enthalpy	Btu/hr	41190500.0000	43558200.0000
Density	Lb/ft3	0.0000	0.0000
Mole Wt.		0.0000	0.0000
Spec. Heat	Btu/lbmole-F	0.0000	0.0000
Therm Cond	Btu/hr-ft-F	-----	-----
Viscosity	Cp	-----	-----
Z Factor		-----	-----
Sur Tension	Dyne/cm	-----	-----
Std Density	Lb/ft3	-----	-----
i-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0000*
i-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*
1-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*
n-Butane	mole frac.	0.0000*	0.0000*
1r2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*
cis2-Butene	mole frac.	0.0000*	0.0000*
Methanol	mole frac.	0.0000*	0.0000*
diM-Ether	mole frac.	0.0000*	0.0000*
H2O	mole frac.	0.0000*	0.0000*
244M2pentene	mole frac.	0.0000*	0.0000*
MTBE	mole frac.	0.0000*	0.0000*
tert-Butanol	mole frac.	0.0000*	0.0000*

CUADRO DE CORRIENTES POR TIPO DE OPERACION

Unit Operations				
Sepa	FA-1: FRAC-C4-1	-FA-1LQ	-FA-1VP	
Sepa	FA-2: M1SAL	-FA-2LQ	-FA-2VP	
Mix	M1: -M1SAL	A	METANOL-3	
Pump	GA-1:FA-1LQ	GA-1DES	GA-1DUTY	
	Efficiency:	75.00 %		
Pump	GA-2:FA-2LQ	GA-2DES	GA-2DUTY	
	Efficiency:	75.00 %		
Mix	M2: -M2SAL	GA-2DES	GA-1DES	
Cool	EA-1: M2SAL	-R1E-9	EA-1DUTY	
	DP:	10.0000 Psi		
Pump	GA-3: DA1BOTTOM	-GA-3DES-21	GA3DUTY	
	Efficiency:	75.00 %		
Cool	EA-4: GA3DES-21	-EA4SAL-22	-EA4DUTY	
	DP:	10.0000 Psi		
Pump	GA-5: DA10VHLQ	-GA5DES-25	GA5DUTY	
	Efficiency:	75.00 %		
Mix	M3: -M3SAL-27	GA6REC	GA5DES-25	
Sep3	FA-4: M3SAL-27	-C4S-28	-FA4-VP	-METH20-29
Heat	EA-6: METH20-29	-EA6SAL-30	GA7DES-31	-EA6FRSAL-32
	DP1:	10.0000 Psi	DP2:	10.0000 Psi
	UA Clc:	17186.65 Btu/F-hr	Shell Passes:	0
	UA Spc:	-----	Type:	Simple
Colu	DA-2: RCY2-S	DA20VHVP	-DA2BOTT-33	-DA20VHLQ-5S
	-DA2CODUTY	DA2REDUTY		
Pump	GA-7: M5SAL	-GA7DES-31	GA7DUTY	
	Efficiency:	75.00 %		
Cool	EA-7: GA6FRSAL-32	-EA7SAL-34	-EA7DUTY	
	DP:	10.0000 Psi		
Mix	M4: -M4SAL-35	EA7SAL-34	C4S-28	
Sep3	FA-5: M4SAL-35	-C4S-36	-FA5-VP	-H2ORECS-26
Pump	GA-6: H2ORECS-26	-GA6DES-37	GA6DUTY	
	Efficiency:	75.00 %		
Recy	RCY1: GA6DES-37	-GA6REC		
	Max Numb Iter:	20	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10	Temp Sens:	10
	Press Sens:	10	Enth Sens:	10
	Rel Flow Sens:	2	Comp Sens:	10
Mix	M5: -M5SAL	AGUANVA-38	DA2BOTT-33	
Colu	DA-1: R1S-10	DA10VHVP	-DA1BOTTOM	-DA10VHLQ
	-DA1CDUTY	DA1RDUTY		
Valv	VALVX: DA20VHLQ-5S	-A		
Stoc	R1: R1E-9	-R1S-10	-R1DUTY	
	DP:	5.0000 Psi		
	Reaction 1 BaseComp:	i-Butene	Conversion:	98.86%
	Reactants:	-1.000	i-Butene	+ -1.000 Methanol
	Products:	1.000		
Valv	VAUX: EA6SAL-30	VAUX-S		
Recy	RCY2: VAUX-S	-RCY2-S		
	Max Numb Iter:	20	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10	Temp Sens:	10
	Press Sens:	10	Enth Sens:	10
	Rel Flow Sens:	2	Comp Sens:	10

PROPIEDADES FISICAS POR CADA CORRIENTE

Hypotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX PETROQUIMICA-PROC.					
Date	92/10/26	Version	3861c1.51	Case Name	MTBE.SIM
Time	0.8078125	Prop Pkq	UNIQUAC		
Stream Summary					
*** Feed ***					
Stream Name		FRAC-C4-1	FA-1LQ	FA-1VP	METANOL-3
Vapour Frac		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature	F	86.0000	86.0000	86.0000	86.0000
Pressure	Psia	144.7000	144.7000	144.7000	16.0000
Flow	Lbmole/hr	2081.0256	2081.0256	0.0000	233.0000
Mass Flow	Lb/hr	118898.0703	118898.0703	0.0000	7454.1553
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9328	13939.9328	0.0000	642.2483
Mole Weeight		57.1344	57.1344	57.3014	31.9921
Energy	Btu/hr	-3166040.0000	-3166040.0000	0.0000	-2800280.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole	-1521.3712	-1521.3712	0.0000	-12018.2688
Entropy	Btu/lbmol-R	33.1554	33.1554	0.0000	12.1727
Mass CP	Btu/lb-F	0.5754	0.5754	0.0000	0.8647
Mass Density	Lb/ft3	35.8146	35.8146	1.9789	49.7758
Z Factor		0.0396	0.0396	0.7156	0.0018
*** Vapour ***					
Flow	Lbmole/hr	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow	Lb/hr	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Std Gas Flow Act	MMSCFD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Act Gas Flow	ACFM	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Weight		-----	-----	57.3014	-----
Energy	Btu/hr	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole	-----	-----	0.0000	-----
Entropy	Btu/lbmol-R	-----	-----	0.0000	-----
Mass CP	Btu/lb-F	-----	-----	0.0000	-----
Mass Density	Lb/ft3	-----	-----	1.9789	-----
Air SG	rel to air	-----	-----	1.9784	-----
Z Factor		-----	-----	0.7156	-----
Thermal Cond	Btu/hr-ft-F	-----	-----	0.0099	-----
Viscosity	Cp	-----	-----	0.0083	-----
*** Light Liquid ***					
Flow	Lbmole/hr	2081.0256	2081.0256	0.0000	233.0000
Mass Flow	Lb/hr	118898.0703	118898.0703	0.0000	7454.1553
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9328	13939.9328	0.0000	642.2483
Volume Flow	Barrel/day	14270.6811	14270.6811	0.0000	640.1439
Mole Weight		57.1344	57.1344	-----	31.9921
Energy	Btu/hr	-3166040.0000	-3166040.0000	0.0000	-2800280.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole	-1521.3712	-1521.3712	-1330.6799	-12018.2688
Entropy	Btu/lbmol-R	33.1554	33.1554	33.0931	12.1727
Mass CP	Btu/lb-F	0.5754	0.5754	0.5761	0.8647
Mass Density	Lb/ft3	35.8146	35.8146	35.3274	49.7758
Mass Density	SG H2O 60	0.5716	0.5716	0.5870	0.7989
Uopk (dry)		13.3881	13.3881	13.4883	10.6810
Z Factor	Btu/hr-ft-F	0.0396	0.0396	0.0401	0.0018
Thermal Cond	Cp	0.0738	0.0738	0.0731	0.1032
Viscosity		0.1477	0.1477	0.1496	0.5158
*** Heavy Liquid ***					
Flow	Lbmol/hr	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow	Lb/hr	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX PETROQUIMICA-PROC.					
Date	92/10/26	Version	3861c1.51	Case Name	MTBE.SIM
Time	0.8076125	Prop Pkg	UNIQUAC		
Stream Summary					
*** Feed ***					
Stream Name		FA-2LQ	FA-2VP	M1SAL	METREC-6
Vapour Frac		0.0000	1.0000	0.0000	0.0105
Temperature	F	105.3180	105.3180	105.3180	133.4037
Pressure	Psia	16.0000	16.0000	16.0000	16.0000
Flow	Lbmole/hr	331.6756	0.0000	331.6756	-34.3568
Mass Flow	Lb/hr	10616.8750	0.0000	10616.8750	-1109.9824
LiqVol Flow	Barrel/day	914.9348	0.0000	914.9348	-96.1741
Mole Weight		32.0098	32.0112	32.0098	32.3075
Energy	Btu/hr	-3806620.0000	0.0000	-3806620.0000	358865.0625
Molar Enthal	Btu/lbmole	-11476.8311	0.0000	-11476.8311	-10445.1270
Entropy	Btu/lbmol-R	14.1404	0.0000	14.1404	7.9564
Mass CP	Btu/lb-F	0.6731	0.0000	0.6731	0.8772
Mass Density	Lb/ft3	48.9673	111.0221	48.9673	6.7894
Z Factor		0.0017	0.0008	0.0017	-----
*** Vapour ***					
Flow	Lbmole/hr	0.0000	0.0000	0.0000	-0.3610
Mass Flow	Lb/hr	0.0000	0.0000	0.0000	-14.6020
Std Gas Flow Act	MMSCFD	0.0000	0.0000	0.0000	-0.0033
Act Gas Flow	ACFM	0.0000	0.0000	0.0000	-2.3499
Mole Weight		-----	32.0112	-----	40.4459
Energy	Btu/hr	0.0000	0.0000	0.0000	-2084.2109
Molar Enthal	Btu/lbmole	-----	0.0000	-----	5772.9561
Entropy	Btu/lbmol-R	-----	0.0000	-----	36.0050
Mass CP	Btu/lb-F	-----	0.0000	-----	0.3779
Mass Density	Lb/ft3	-----	111.0221	-----	0.1036
Air SG	rel to air	-----	1.1052	-----	1.3964
Z Factor		-----	0.0008	-----	0.9818
Thermal Cond	Btu/hr-ft-F	-----	0.1004	-----	0.0094
Viscosity	Cp	-----	0.7704	-----	0.0070
*** Light Liquid ***					
Flow	Lbmole/hr	0.0000	0.0000	0.0000	-33.9958
Mass Flow	Lb/hr	0.0000	0.0000	0.0000	-1095.3804
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000	0.0000	0.0000	-94.7218
Volume Flow	Barrel/day	0.0000	0.0000	0.0000	-98.2220
Mole Weight		-----	-----	-----	32.2210
Energy	Btu/hr	0.0000	0.0000	0.0000	360948.2813
Molar Enthal	Btu/lbmole	-----	-----	-----	-10617.3594
Entropy	Btu/lbmol-R	-----	-----	-----	7.6585
Mass CP	Btu/lb-F	-----	-----	-----	0.6839
Mass Density	Lb/ft3	-----	-----	-----	47.6710
Mass Density	SG H2O 60	-----	-----	-----	0.7652
Uopk (dry)		-----	-----	-----	10.6707
Z Factor	Btu/hr-ft-F	-----	-----	-----	0.0017
Thermal Cond	Cp	-----	-----	-----	0.0960
Viscosity		-----	-----	-----	0.3632
*** Heavy Liquid ***					
Flow	Lbmole/hr	331.6756	0.0000	331.6756	0.0000
Mass Flow	Lb/hr	10616.8750	0.0000	10616.8750	0.0000
LiqVol Flow	Barrel/day	914.9348	0.0000	914.9348	0.0000

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX PETRQUIMICA-PROC.					
Date	92/10/28	Version	3881c1.51	Case Name	MTBE.SIM
Time	0.8078125	Prop Pkg	UNIQUAC		
Stream Summary					
*** Feed ***					
Stream Name		GA-1DES	GA-2DES	M2SAL	R1E-9
Vapour Frac		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	F	86.2408	106.1753	88.6063	122.0000
Pressure	Psia	164.7000	164.7000	164.7000	154.7000
Flow	Lbmole/hr	2081.0258	31.6756	2412.7014	2412.7014
Mass Flow	Lb/hr	118898.0703	10618.8750	129514.9531	129514.9531
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9326	914.9348	14854.8682	14854.8682
Mole Weight		57.1344	32.0098	53.6805	53.6805
Energy	Btu/hr	-3149570.0000	-3798660.0000	-6948230.0000	-4284390.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole	-1513.4547	-11452.8477	-2879.8291	-1775.7493
Entropy	Btu/lbmol-R	33.1770	14.2255	30.7123	33.7124
Mass CP	Btu/lb-F	0.5756	0.8735	0.6013	0.6315
Mass Density	Lb/ft3	35.6271	48.9629		34.9563
Z Factor		0.0451	0.0177		
*** Vapour ***					
Flow	Lbmole/hr	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow	Lb/hr	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Std Gas Flow Act	MMSCFD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Act Gas Flow	ACFM	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Weight					
Energy	Btu/hr	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole				
Entropy	Btu/lbmol-R				
Mass CP	Btu/lb-F				
Mass Density	Lb/ft3				
Air SG	rel to air				
Z Factor					
Thermal Cond	Btu/hr-ft-F				
Viscosity	Cp				
*** Light Liquid ***					
Flow	Lbmole/hr	2081.0258	0.0000	2104.0415	2116.6443
Mass Flow	Lb/hr	118898.0703	0.0000	119244.8984	119649.3436
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9326	0.0000	13945.4102	13980.3066
Volume Flow	Barrel/day	14265.8523	0.0000	14276.0654	14947.8113
Mole Weight		57.1344		56.6742	56.6278
Energy	Btu/hr	-3149570.0000	0.0000	-3413580.0000	-1178720.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole	-1513.4547		-1622.3761	-556.8604
Entropy	Btu/lbmol-R	33.1770		33.1953	36.0308
Mass CP	Btu/lb-F	0.5756		0.5808	0.6131
Mass Density	Lb/ft3	35.6271		35.7050	34.2165
Mass Density	SG H2O 60	0.5718		0.5731	0.5492
Uopk (dry)		13.3681		13.3690	13.3619
Z Factor	Btu/hr-ft-F	0.0451		0.0444	0.0409
Thermal Cond	Cp	0.0736		0.0737	0.0678
Viscosity		0.1476		0.1486	0.1282
*** Heavy Liquid ***					
Flow	Lbmole/hr	0.0000	331.6756	308.6599	296.0571
Mass Flow	Lb/hr	0.0000	10618.8750	10270.0547	9865.8240
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000	914.9348	909.4584	874.5634

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX PETROQUIMICA-PROC.
 Date 92/10/26 Version 3861ct.61 Case Name MTBE.SIM
 Time 0.0078125 Prop Pkq UNIQUAC

Stream Summary

***** Feed *****

Stream Name		FRAC-C4-1
Vapour Frac		0.0000
Temperature	F	88.0000
Pressure	Psia	144.7000
Flow	Lbmole/hr	2081.0256
Mass Flow	Lb/hr	118898.0703
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9326
Mola Weeight		57.1344
Energy	Btu/hr	-3166040.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole	-1521.3712
Entropy	Btu/lbmol-R	33.1554
Mass CP	Btu/lb-F	0.6754
Mass Density	Lb/R3	35.6146
Z Factor		0.0396

***** Vapour *****

Flow	Lbmole/hr	0.0000
Mass Flow	Lb/hr	0.0000
Std Gas Flow Act	MMSCFD	0.0000
Act Gas Flow	ACFM	0.0000
Mole Weight		-----
Energy	Btu/hr	0.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole	-----
Entropy	Btu/lbmol-R	-----
Mass CP	Btu/lb-F	-----
Mass Density	Lb/R3	-----
Air SG	ral to air	-----
Z Factor		-----
Thermal Cond	Btu/hr-ft-F	-----
Viscosity	Cp	-----

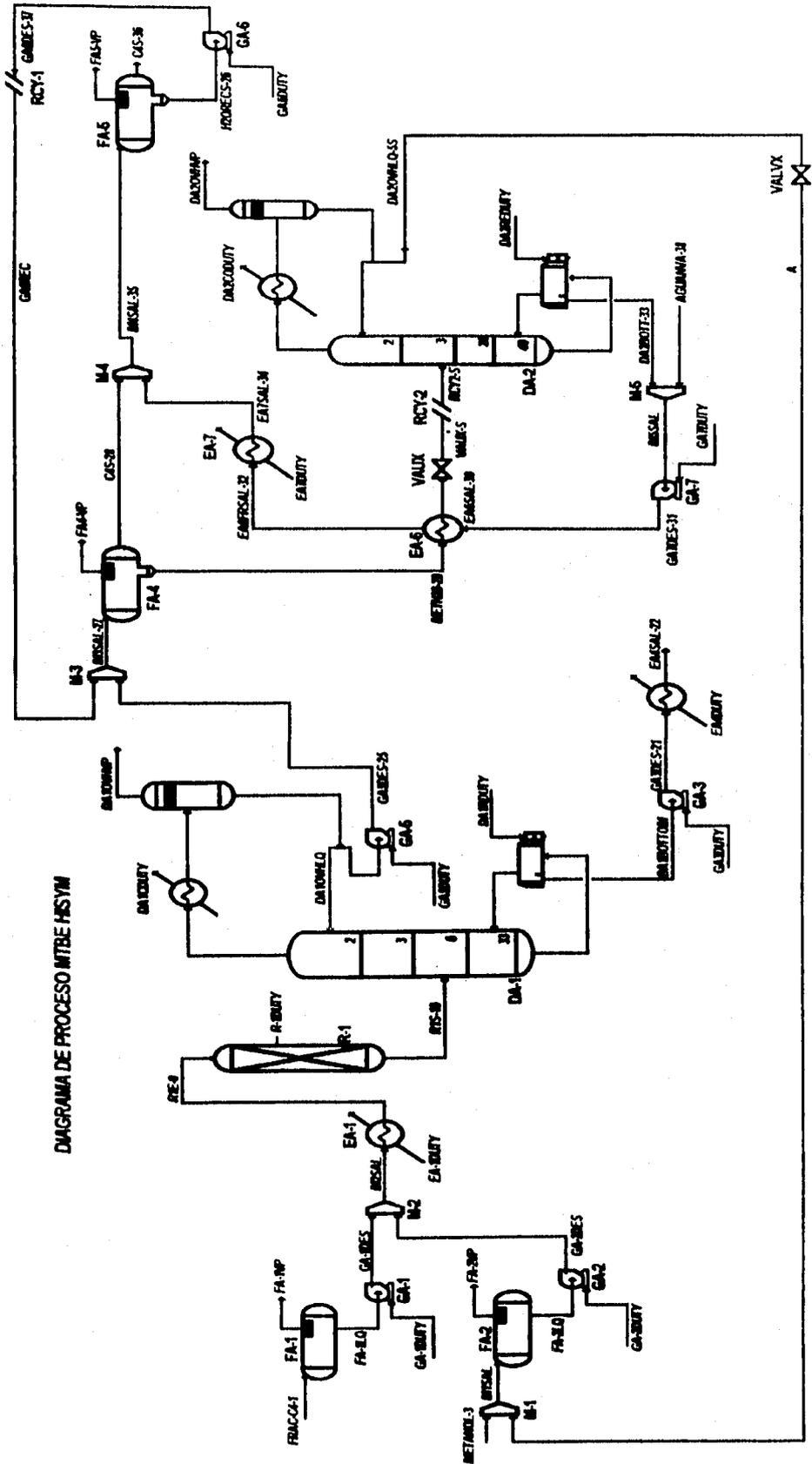
***** Light Liquid *****

Flow	Lbmole/hr	2081.0256
Mass Flow	Lb/hr	118898.0703
LiqVol Flow	Barrel/day	13939.9326
Volume Flow	Barrel/day	14270.6811
Mole Weight		57.1344
Energy	Btu/hr	-3166040.0000
Molar Enthal	Btu/lbmole	-1521.3712
Entropy	Btu/lbmol-R	33.1554
Mass CP	Btu/lb-F	0.6754
Mass Density	Lb/R3	35.6146
Mass Density	SG H2O 60	0.5718
Uopk (dry)		13.3881
Z Factor	Btu/hr-ft-F	0.0396
Thermal Cond	Cp	0.0738
Viscosity		0.1477

***** Heavy Liquid *****

Flow	Lbmole/hr	0.0000
Mass Flow	Lb/hr	0.0000
LiqVol Flow	Barrel/day	0.0000

DIAGRAMA DE PROCESO MITBE HISYM



SIMULACION DE LA COLUMNA DE MTBE

Hyprotech's Process simulator HYSIM				Licensed to
Date	92/10/26	Version	386ICI-51	Case name MTBE.SIM
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC	Column name DA-1

*** Column Input ***

Number of Ideal stages		34	
Stage	1	Pressure	116.0000 Paia
Stage	34	Pressure	136.0000 Paia
Stage	1	Temperature Estimate	133.3000 °F
Stage	34	Temperature Estimate	292.2000 °F
Feed stream	R1S-10	enters to stage	6
Side Liquid draw from stage		1	to stream DA10VHLO
Estimated flow			1921 Lbmole / hr
Side Exchanger on stage		1	is energy stream DA1CDUTY
Side Exchanger on stage		34	is energy stream DA2RDUTY
Overhead vapour product goes to stream			DA10VHVP
Bottom liquid product goes to stream			DA1BOTTOM
Damping Factor is		-0.6000	

*** Specifications ***

1: Flow On the stage	1	Vapour is to be	0.0000E+00	Lbmole / hr
2: Mole Fraction of MTBE in the stage	34	Liquid is to be	0.999	
3: Reflux ratio in the stage	1	is to be	1.5	

Hypotech's Process simulator HYSIM

Date 92/10/26
Time 19:23:15

Version 388ICI-51
Prop Pkg UNIQUAC

Licensed to

Case name MTBE.SIM
Column name DA-1

*** Column Feeds ***

Feeds Stream Name R1S - 10
Enters on Stage 8

Liquid Fraction		1.0000
Temperature	*F	120.0000
Pressure	Psia	149.7000
Flow rate	Lbmole / hr	2182.2100
Enthalpy	Btu / hr	-2109588.4000
i-Butane	Mole Frac	0.3843
i-Butene	Mole Frac	0.0012
1-Butene	Mole Frac	0.1185
n-Butane	Mole Frac	0.1012
tr2-Butene	Mole Frac	0.1554
cis2-Butene	Mole Frac	0.0893
Methanol	Mole Frac	0.0459
diM-Eter	Mole Frac	0.0000
H2O	Mole Frac	0.0004
244M2pentene	Mole Frac	0.0000
MTBE	Mole Frac	0.1056
tert-Butanol	Mole Frac	0.0000

Hyprotech's Process simulator HYSIM				Licenced to	
Date	92/10/26	Version	386ICI-51	Case name	MTBE.SIM
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC	Column name	DA-1

*** Products ***

Leaving from stage		1	34
Product Phase		Liquid	Liquid
Assigned to Stream Name		DA10VHLQ	DA1BOTOMM
Temperature	*F	125.10000	292.30000
Pressure	Psia	118.00000	138.00000
i-Butane	Mole Frac	0.42973	0.00000
i-Butene	Mole Frac	0.00134	0.00000
1-Butene	Mole Frac	0.13030	0.00000
n-Butane	Mole Frac	0.11320	0.00000
tr2-Butene	Mole Frac	0.17372	0.00016
cis2-Butene	Mole Frac	0.09980	0.00084
Melhanol	Mole Frac	0.05137	0.00000
dIM-Eter	Mole Frac	0.00000	0.00000
H2O	Mole Frac	0.00044	0.00000
244M2pentene	Mole Frac	0.00000	0.00000
MTBE	Mole Frac	0.00010	0.99900
tert-Butanol	Mole Frac	0.00000	0.00000
Total Flow	Lbmole / hr	1951.69000	230.52000

Hyprotech's Process simulator HYSIM				Licenced to			
Date	92/10/26	Version	386ICI-51	Case name	MTBE.SIM		
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC	Column name	DA-1		
*** Stage Variables ***							
Reflux Ratio				1.5			
Stage No	Press Psia	Temp °F	Flow Rates Liquid	Vapour	(Lbmole / hr) Feed	Draws	Duty MMBtu / hr
						1951.7 L	-41.191
1	116	125.1	2927.5				
2	116.6	134	3047.3	4879.2			
3	117.2	138.3	3059.7	4999			
4	117.6	140.8	3039.2	5011.4			
5	118.4	143.2	2891.8	4990.9			
6	119	148.8	5413.2	4943.5	2182.2		
7	119.6	152.3	5457.3	5182.7			
8	120.2	156.1	5472.8	5226.8			
9	120.8	158.6	5478.9	5242.3			
10	121.5	160.9	5476.4	5248.4			
11	122.1	162.6	5474.4	5245.9			
12	122.7	164.1	5472.1	5243.9			
13	123.3	165.3	5470.1	5241.6			
14	123.9	166.4	5468.5	5239.5			
15	124.5	167.5	5467.6	5238			
16	125.1	168.4	5467.1	5237			
17	125.7	169.3	5467.1	5236.6			
18	126.3	170.1	5467.5	5236.6			
19	126.9	170.9	5468.2	5237			
20	127.5	171.7	5469	5237.7			
21	128.1	172.4	5669.3	5238.5			
22	128.7	173.1	5468	5238.6			
23	129.3	174	5462.1	5237.5			
24	129.9	175	5444.2	5231.6			
25	130.5	176.7	5394.1	5213.7			
26	131.2	180.1	5256.3	5163.6			
27	131.8	188.5	4923.7	5025.8			
28	132.4	209.3	4500.1	4693.2			
29	133	243.2	4461	4289.6			
30	133.6	270.9	4712	4230.4			
31	134.2	284.1	4899.1	4481.5			
32	134.8	289.3	4985.5	4666.6			
33	135.4	291.3	5020.7	4755			
34	136	292.3		4790.2		230.5 L	43.556

Hyprotech's Process simulator HYSIM
 Date 92/10/26 Version 386ICI-51 Licenced to
 Time 19:23:15 Prop Pkg UNIQUAC Case name MTBE.SIM
 Column name DA-1

*** Physical Properties ***

Vapour Leaving From Each Stage

Stage No	Mole Wt	Lb / hr	Flow Rates ACFM	Density Lb/ft3	Temp	Reduced Press
1	53.940	0.000	0.000	1.190	0.756	0.184
2	55.950	273005.540	3740.419	1.220	0.779	0.199
3	56.460	282267.290	3849.147	1.220	0.787	0.203
4	53.530	283269.890	3858.756	1.220	0.789	0.204
5	56.590	282414.150	3841.327	1.230	0.791	0.204
6	56.820	280882.890	3811.904	1.230	0.793	0.205
7	57.120	298027.120	4024.730	1.230	0.799	0.207
8	57.160	288742.490	4070.946	1.220	0.801	0.207
9	57.130	299514.680	4084.537	1.220	0.802	0.207
10	57.110	299611.800	4082.870	1.220	0.803	0.207
11	57.090	299481.960	4073.832	1.230	0.803	0.207
12	57.080	299300.700	4061.247	1.230	0.804	0.207
13	57.070	299138.250	4046.972	1.230	0.804	0.208
14	57.070	299012.790	4031.900	1.240	0.805	0.208
15	57.070	298936.060	4016.467	1.240	0.805	0.209
16	57.080	298904.570	4000.869	1.250	0.805	0.210
17	57.080	298813.980	3985.277	1.250	0.806	0.210
18	57.090	298959.360	3969.687	1.260	0.806	0.211
19	57.100	299036.350	3954.142	1.260	0.807	0.212
20	57.110	299141.090	3938.827	1.270	0.807	0.213
21	57.130	299271.820	3923.078	1.270	0.807	0.213
22	57.160	299431.340	3907.291	1.280	0.808	0.214
23	57.210	299630.760	3890.758	1.280	0.808	0.215
24	57.320	299901.040	3872.192	1.290	0.809	0.216
25	57.800	300306.480	3848.351	1.300	0.810	0.217
26	58.280	300914.340	3810.896	1.320	0.811	0.219
27	59.990	301481.120	3737.970	1.340	0.816	0.223
28	64.260	301601.960	3585.028	1.400	0.826	0.230
29	72.530	309662.320	3395.300	1.520	0.838	0.243
30	80.900	342259.360	3445.048	1.660	0.841	0.259
31	85.440	382907.610	3671.455	1.740	0.841	0.269
32	87.220	407201.670	3820.191	1.780	0.841	0.274
33	87.840	417682.450	3877.124	1.800	0.842	0.276
34	88.050	421772.600	3889.162	1.810	0.842	0.278

Liquid Leaving From Each Stage							
Stage No	Mole Wt	Lb / hr	Flow Rates ACFM	Density Lb/ft ³	Temp	Reduced Press	
1	55.950	163803.360	596.666	34.230	0.767	0.198	
2	56.790	173065.110	640.337	33.700	0.782	0.204	
3	56.890	174067.710	644.845	33.650	0.786	0.204	
4	56.990	173211.970	640.271	33.730	0.787	0.205	
5	57.380	171680.710	631.873	33.890	0.787	0.208	
6	58.440	316339.990	1152.548	34.220	0.766	0.207	
7	58.460	319055.360	1183.432	34.190	0.791	0.207	
8	58.440	319827.540	1185.063	34.230	0.794	0.207	
9	58.410	319924.460	1183.601	34.280	0.795	0.207	
10	58.390	319794.830	1161.413	34.330	0.796	0.208	
11	58.380	319613.570	1159.139	34.380	0.797	0.208	
12	58.380	319449.110	1157.128	34.420	0.798	0.208	
13	58.380	319325.660	1155.482	34.460	0.798	0.209	
14	58.380	319248.930	1154.192	34.490	0.799	0.209	
15	58.380	319217.440	1153.233	34.510	0.799	0.210	
16	58.390	319228.820	1152.570	34.530	0.800	0.211	
17	58.400	319272.230	1152.166	34.550	0.800	0.212	
18	58.410	319349.220	1151.988	34.560	0.801	0.212	
19	58.420	319453.930	1152.001	34.570	0.801	0.213	
20	58.440	319584.780	1152.166	34.580	0.802	0.214	
21	58.460	319744.210	1152.432	34.590	0.802	0.215	
22	58.510	319943.620	1152.707	34.610	0.803	0.218	
23	58.620	320213.910	1152.785	34.630	0.803	0.217	
24	58.890	320619.350	1152.128	34.700	0.803	0.218	
25	59.550	321227.210	1149.102	34.850	0.803	0.220	
26	61.220	321793.990	1138.447	35.240	0.801	0.223	
27	65.380	321914.830	1111.407	36.110	0.797	0.230	
28	73.330	329975.190	1103.664	37.280	0.795	0.244	
29	81.280	362572.220	1205.882	37.490	0.808	0.258	
30	85.570	403220.480	1358.839	37.000	0.826	0.268	
31	67.260	427514.530	1454.637	36.640	0.835	0.273	
32	87.850	437995.320	1496.799	36.480	0.839	0.275	
33	88.050	442085.460	1513.715	36.410	0.841	0.277	
34	86.120	20312.670	69.628	36.370	0.842	0.278	

Hyprotech's Process simulator HYSIM
 Date 92/10/26 Version 386ICI-51 Licenced to
 Time 19:23:15 Prop Pkg UNIQUAC Case name MTBE.SIM
 Column name DA-1

*** Transport Properties ***

Stage No	Vapour Dynamic Viscosity Cp	Thermal Conductivity Btu/hr-ft-F	Dynamic Viscosity Cp	Liquid Thermal Conductivity Btu/hr-ft-F	Surface Tension Dyne/cm
1	0.00837	0.01063	0.12827	0.06795	9.31700
2	0.00865	0.01091	0.11728	0.06578	8.37100
3	0.00875	0.01101	0.11356	0.06522	8.19500
4	0.00879	0.01106	0.11215	0.06501	8.17200
5	0.00882	0.01111	0.11218	0.06478	8.76000
6	0.00887	0.01119	0.11421	0.06428	8.20000
7	0.00897	0.01128	0.10989	0.06366	8.01200
8	0.00903	0.01132	0.10718	0.06333	7.93200
9	0.00902	0.01133	0.10530	0.06313	7.89400
10	0.00905	0.01134	0.10393	0.06300	7.87200
11	0.00907	0.01134	0.10285	0.06290	7.85700
12	0.00909	0.01134	0.10197	0.06281	7.84300
13	0.00911	0.01134	0.10121	0.06272	7.83000
14	0.00913	0.01134	0.10055	0.06264	7.81500
15	0.00914	0.01134	0.09997	0.06256	7.80000
16	0.00916	0.01134	0.09944	0.06248	7.78500
17	0.00915	0.01134	0.09896	0.06241	7.76800
18	0.00916	0.01134	0.09852	0.06233	7.75100
19	0.00917	0.01134	0.09812	0.06225	7.73300
20	0.00919	0.01135	0.09776	0.06217	7.71500
21	0.00920	0.01135	0.09745	0.06209	7.69800
22	0.00921	0.01136	0.09724	0.06201	7.67900
23	0.00923	0.01136	0.09721	0.06190	7.66200
24	0.00924	0.01138	0.09763	0.06176	7.65100
25	0.00926	0.01141	0.09914	0.06150	7.65100
26	0.00931	0.01148	0.10336	0.06097	7.68000
27	0.00940	0.01168	0.11362	0.05970	7.75200
28	0.00963	0.01218	0.12888	0.05688	7.67300
29	0.00993	0.01299	0.13316	0.05271	6.98900
30	0.01011	0.01363	0.12856	0.04959	6.21400
31	0.01017	0.13930	0.12615	0.04820	5.80900
32	0.01019	0.01405	0.12363	0.04768	5.64300
33	0.01020	0.01410	0.12295	0.04747	5.57300
34	0.01022	0.01413	0.12256	0.04736	5.53600

Hyprotech's Process simulator HYSIM

Date	92/10/26	Version	386ICI-51	Licensed to	
Time	18:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC	Case name	MTBE.SIM
				Column name	DA-1

*** Condenser Cooling Curve ***

Temperature F	Pressure Psla	Flow Rates Liquid	(Lbmole/hr) Vapour	Duty MMBtu/hr
133.9700	118.6100	0.0000	4879.2300	0.0000
133.0800	118.5500	631.7600	4247.4700	-5.1260
132.2000	118.4800	1231.4500	3647.7800	-10.0103
131.3100	118.4200	1788.7000	3090.5300	-14.5771
130.4200	118.3600	2301.4000	2577.8300	-18.8154
129.5300	118.3000	2772.6100	2108.6200	-22.7545
128.6500	118.2400	4504.3600	374.8700	-37.4454
127.7600	118.1800	4879.2300	0.0000	-40.7388
126.8700	118.1200	4879.2300	0.0000	-40.8694
125.9800	118.0600	4879.2300	0.0000	-41.0400
125.1000	118.0000	4879.2300	0.0000	-41.1904

Hypotech's Process simulator HYSIM				Licensed to	
Date	92/10/26	Version	386ICI-51	Case name	MTBE.SIM
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC	Column name	DA-1

*** Reboiler Heating Curve ***

Temperature F	Pressure Psis	Flow Rates Liquid	(Lbmole/hr) Vapour	Duty MMBtu/hr
291.33000	135.39000	5020.73000	0.00000	0.00000
291.43000	135.45000	4852.89000	167.84000	1.54420
291.52000	135.52000	4659.74000	360.99000	3.31700
291.62000	135.58000	44437.01000	583.73000	5.35710
291.72000	135.64000	4163.85000	858.69000	7.85290
291.81000	135.70000	3841.45000	1179.28000	10.79340
291.91000	135.76000	3447.83000	1572.91000	14.37760
292.01000	135.82000	2959.12000	2081.61000	18.82060
292.10000	135.88000	2307.28000	2713.47000	24.73780
292.20000	135.94000	1467.29000	3553.45000	32.35440
292.30000	136.00000	237.99000	4782.75000	43.48870

Hyprotech's Process simulator HYSIM

Date 92/10/26

Version
Prop Pkg

366ICI-51
UNIQUAC

Licensed to

Case name

MTBE.SIM

Column name

DA-1

*** Stage Efficiency ***

Stage Efficiency

1	1
2	1
3	1
4	1
5	1
6	1
7	1
8	1
9	1
10	1
11	1
12	1
13	1
14	1
15	1
16	1
17	1
18	1
19	1
20	1
21	1
22	1
23	1
24	1
25	1
26	1
27	1
28	1
29	1
30	1
31	1
32	1
33	1
34	1

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX PETROQUIMICA-PROC.
 Date 92/10/26 Version 3661c1.61 Case Name MTBE.SIM
 Time 0.8078125 Prop Pkq UNIQUAC Column Name DA-1

**** Composition Profile ****

Liquid Phase (Mole Frac)							
i-Butane	0.429728	0.359228	0.302486	0.264754	0.240906	0.224810	0.162845
	0.118811	0.088524	0.067546	0.052640	0.041719	0.033481	0.027109
	0.022079	0.018047	0.014778	0.012106	0.009914	0.008113	0.006638
	0.005447	0.004517	0.003854	0.003501	0.003490	0.003321	0.001794
i-Butene	0.000446	0.000074	0.000011	0.000001	0.000000	0.000000	0.000000
	0.001338	0.001489	0.001539	0.001541	0.001506	0.001422	0.001386
	0.001299	0.001186	0.001063	0.000940	0.000822	0.000713	0.000614
	0.000525	0.004447	0.000378	0.000319	0.000267	0.000223	0.000166
1-Butene	0.000154	0.000127	0.000104	0.000084	0.000066	0.000046	0.000025
	0.000010	0.000003	0.000001	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.130302	0.133258	0.131375	0.128475	0.124821	0.119366	0.111837
	0.101218	0.090016	0.079073	0.068876	0.059617	0.051341	0.044020
n-Butane	0.037595	0.031991	0.027131	0.022936	0.019332	0.016246	0.013614
	0.011372	0.009463	0.007826	0.006391	0.005055	0.003836	0.002053
	0.000844	0.000287	0.000091	0.000028	0.000009	0.000003	0.000000
	0.113197	0.125785	0.131287	0.132299	0.127474	0.113865	0.106171
ti2-Butene	0.095732	0.084243	0.072786	0.061979	0.052140	0.043406	0.035803
	0.029289	0.023783	0.019183	0.015379	0.012261	0.009725	0.007675
	0.006025	0.004697	0.003620	0.002727	0.001944	0.001210	0.000588
	0.000190	0.000052	0.000013	0.000003	0.000001	0.000000	0.000000
cis2-Butene	0.173719	0.224784	0.253799	0.269773	0.276084	0.272593	0.306770
	0.329319	0.342824	0.349814	0.351398	0.349371	0.344384	0.337079
	0.327982	0.317445	0.305878	0.293553	0.290717	0.287565	0.254234
	0.240776	0.227088	0.212729	0.196477	0.175084	0.140745	0.087627
Methanol	0.039028	0.014115	0.004702	0.001524	0.000489	0.000155	0.000000
	0.099800	0.141931	0.170661	0.190128	0.201637	0.204291	0.250866
	0.293220	0.331769	0.367261	0.400320	0.431372	0.460688	0.488441
	0.514743	0.539672	0.563288	0.585637	0.606743	0.626597	0.645095
diM-Ether	0.661910	0.676143	0.685447	0.683743	0.655125	0.561923	0.370723
	0.174033	0.065895	0.022865	0.007698	0.002561	0.000842	0.000000
	0.051370	0.012917	0.006690	0.005948	0.006226	0.007077	0.002116
	0.000644	0.000201	0.000064	0.000021	0.000007	0.000002	0.000001
H2O	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
244M2pente	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
MTBE	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000104	0.000589	0.002156	0.007077	0.021339	0.056762	0.058208
	0.059759	0.061237	0.062593	0.063827	0.064952	0.065984	0.066932
	0.067807	0.068614	0.069364	0.070070	0.070767	0.071532	0.072557
tert-Butanol	0.074313	0.077965	0.086420	0.107077	0.159236	0.289118	0.537210
	0.785449	0.919574	0.972317	0.990745	0.996940	0.999000	0.999000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

Hypotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX PETROQUIMICA-PROC.
 Date 92/10/26 Version 3861c1.51 Case Name MTBE.SIM
 Time 0.8078125 Prop Pkg UNIQUAC Column Name DA-1

**** Composition Profile ****

Vapour Phase (Mole Frac)

i-Butane	0.464989	0.429726	0.386752	0.352040	0.329286	0.315452	0.234600
	0.170027	0.124035	0.092414	0.070514	0.054954	0.043554	0.034954
	0.028302	0.023051	0.018841	0.015428	0.012839	0.010350	0.008470
	0.006930	0.005687	0.004716	0.004024	0.003656	0.003650	0.003484
	0.001891	0.000471	0.000077	0.000011	0.000001	0.000000	
i-Butene	0.001114	0.001338	0.001430	0.001461	0.001482	0.001440	0.001488
	0.001447	0.001358	0.001238	0.001110	0.000981	0.000858	0.000745
	0.000641	0.000549	0.000467	0.000395	0.000333	0.000279	0.000233
	0.000194	0.000161	0.000133	0.000109	0.000088	0.000069	0.000049
	0.000027	0.000011	0.000004	0.000001	0.000000	0.000000	
1-Butene	0.118226	0.130302	0.132104	0.130957	0.129189	0.128985	0.124675
	0.118500	0.105667	0.093971	0.082548	0.071904	0.062239	0.053959
	0.045957	0.039249	0.033400	0.028328	0.023946	0.020182	0.018961
	0.014213	0.011873	0.009880	0.008172	0.006676	0.005287	0.003815
	0.002164	0.000890	0.000301	0.000095	0.000030	0.000009	
n-Butane	0.096033	0.113197	0.120870	0.124242	0.124829	0.121838	0.118930
	0.110854	0.099941	0.087944	0.075984	0.064703	0.054433	0.045318
	0.037379	0.030579	0.024830	0.020027	0.016050	0.012801	0.010153
	0.008013	0.006290	0.004904	0.003781	0.002848	0.002034	0.001270
	0.000598	0.000200	0.000055	0.000014	0.000003	0.000001	
tr2-Bulene	0.121183	0.173719	0.204847	0.222612	0.232211	0.235870	0.284711
	0.320293	0.343793	0.357881	0.364970	0.366839	0.364729	0.359529
	0.351907	0.342391	0.331413	0.319336	0.306468	0.293065	0.279332
	0.285414	0.251388	0.237088	0.222128	0.205242	0.183108	0.147651
	0.092349	0.041146	0.014833	0.004926	0.001590	0.000505	
cis2-Butene	0.063208	0.099800	0.125482	0.143064	0.154805	0.161431	0.213340
	0.281893	0.306077	0.346310	0.383362	0.417881	0.450306	0.480920
	0.509900	0.537383	0.563392	0.588048	0.611378	0.633410	0.654133
	0.673444	0.691006	0.705898	0.715716	0.714229	0.685136	0.589482
	0.390693	0.183470	0.069242	0.023952	0.008030	0.002644	
Methanol	0.132408	0.051370	0.027930	0.024091	0.023710	0.024049	0.007392
	0.002210	0.000672	0.000210	0.000067	0.000022	0.000007	0.000002
	0.000001	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
dim-Ether	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
H2O	0.002842	0.000444	0.000185	0.000178	0.000177	0.000179	0.000013
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
244M2pente	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
MTBE	0.000015	0.000104	0.000400	0.001357	0.004350	0.012955	0.014853
	0.018716	0.018458	0.020033	0.021445	0.022717	0.023874	0.024935
	0.025913	0.026819	0.027658	0.028440	0.029181	0.029914	0.030719
	0.031792	0.033815	0.037382	0.046071	0.067259	0.120718	0.254250
	0.512278	0.773813	0.915489	0.971000	0.990345	0.996841	
tert-Butanol	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

SIMULACION DE LA COLUMNA DE METANOL

Hyprotech's Process simulator HYSIM				Licensed to
Date	92/10/26	Version	3881C1-51	Case name MTBE.SIM
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNQUAC	Column name DA-2

*** Column Input ***

Number of ideal stages		50	
Stage	1	Pressure	16.0000 Pels
Stage	50	Pressure	24.0000 Pels
Stage	1	Temperature Estimate	182.0000 °F
Stage	2	Temperature Estimate	237.0000 °F
Stage	50	Temperature Estimate	24.0000 °F
Feed stream	RCY2-S	enters to stage	20
Estimated top stage reflux ratio is			1.5
Side Liquid draw from stage		1	to stream DA2OVHLQ-5S
Estimated flow			11023.9602 Lb / hr
Side Exchanger on stage		1	is energy stream DA2CODUTY
Side Exchanger on stage		50	is energy stream DA2REDUTY
Overhead vapour product goes to stream			DA2OVHVP
Bottom liquid product goes to stream			DA2BOTT-33
Damping Factor is		-0.9000	

*** Specifications ***

1: Flow On the stage	1	Vapour is to be	0.0000E+00	Lbmole / hr
2: Mole Fraction of metanol in the stage	1	Liquid is to be	0.999	
3: Heat Exchanger Duty on stage	50	is to be	5.0000E+08	Btu / hr

Hyprotech's Process simulator HYSIM		Licensed to	
Date	02/10/20	Version	386IC1-51
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC
		Case name	MTBE.SIM
		Column name	DA-2

*** Column Feeds ***

Feeds Stream Name	RCY2-S	
Enters on Stage		20
Liquid Fraction		0.9998
Temperature	°F	180.7000
Pressure	Psia	20.0000
Flow rate	Lbmole / hr	789.5200
Enthalpy	Btu / hr	-9841184.6000
i-Butane	Mole Frac	0.0000
i-Butene	Mole Frac	0.0000
1-Butene	Mole Frac	0.0000
n-Butane	Mole Frac	0.0000
tr2-Butene	Mole Frac	0.0000
cis2-Butene	Mole Frac	0.0000
Methanol	Mole Frac	0.1353
diM-Eter	Mole Frac	0.0000
H2O	Mole Frac	0.8647
244M2pentene	Mole Frac	0.0000
MTBE	Mole Frac	0.0000
tert-Butanol	Mole Frac	0.0000

Hyprotech's Process simulator HYSIM		Licenced to	
Date	92/10/26	Version	386ICI-51
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC
		Case name	MTBE.SIM
		Column name	DA-2
*** Column Feeds ***			
Leaving from stage		1	50
Product Phase		Liquid	Liquid
Assigned to Stream Name		DA2OVHLQ-5S	DA2BOTT-33
Temperature	°F	150.05000	235.30000
Pressure	Psla	16.00000	24.00000
i-Butane	Mole Frac	0.00000	0.00000
i-Butene	Mole Frac	0.00000	0.00000
1-Butene	Mole Frac	0.00018	0.00000
n-Butane	Mole Frac	0.00001	0.00000
tr2-Butene	Mole Frac	0.00026	0.00000
cis2-Butene	Mole Frac	0.00015	0.00000
Methanol	Mole Frac	0.99900	0.00821
diM-Eter	Mole Frac	0.00000	0.00000
H2O	Mole Frac	0.00039	0.99179
244M2pentene	Mole Frac	0.00000	0.00000
MTBE	Mole Frac	0.00002	0.00000
tert-Butanol	Mole Frac	0.00000	0.00000
Total Flow	Lbmole / hr	98.68000	670.85000

Hyprotech's Process simulator HYSIM				Licenced to			
Date	92/10/26	Version	386ICI-51	Case name	MTBE.SIM		
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC	Column name	DA-2		
*** Stage Variables ***							
Stage No	Press Psia	Reflux Ratio Temp °F	Flow Rates Liquid	Vapour	1.93194 (Lbmole / hr) Feed	Draws 98.7 L	Duty MMBtu / hr -4.415
1	16.0	150.1	193.6				
2	16.2	152.5	194.3	292.3			
3	16.3	153.0	194.4	293.0			
4	16.5	153.4	194.4	293.0			
5	16.7	153.9	194.4	293.1			
6	16.8	154.4	194.4	293.1			
7	17.0	155.0	194.4	293.1			
8	17.1	155.5	194.3	293.1			
9	17.3	156.1	194.2	293.0			
10	17.5	156.8	193.9	292.8			
11	17.6	157.5	193.5	292.6			
12	17.8	158.4	192.8	292.1			
13	18.0	159.5	191.8	291.5			
14	18.1	161.0	190.2	290.5			
15	18.3	163.1	187.8	288.9			
16	18.4	166.2	184.0	286.5			
17	18.6	171.1	178.3	282.6			
18	18.8	178.9	171.6	277.0			
19	18.9	188.6	187.0	270.3			
20	19.1	196.0	953.0	265.7	769.5		
21	19.3	196.5	953.4	282.1			
22	19.4	196.9	953.9	282.6			
23	19.6	197.3	954.3	283.0			
24	19.8	197.7	954.8	283.5			
25	19.9	198.1	955.2	283.9			
26	20.1	198.6	955.6	284.4			
27	20.2	199.0	956.0	284.8			
28	20.4	199.4	956.3	285.1			
29	20.6	199.8	956.6	285.4			
30	20.7	200.2	956.8	285.7			
31	20.9	200.6	957.1	286.0			
32	21.1	201.1	957.4	286.3			
33	21.2	201.5	957.6	286.5			
34	21.4	201.9	957.8	286.8			
35	21.6	202.3	957.9	287.0			
36	21.7	202.7	957.9	287.0			
37	21.9	203.1	958.2	287.0			
38	22.0	203.4	958.6	287.3			
39	22.2	203.8	959.1	287.8			
40	22.4	204.3	959.5	288.2			
41	22.5	204.7	959.9	288.6			
42	22.7	205.4	960.1	289.0			
43	22.9	206.2	960.0	289.2			
44	23.0	207.6	959.5	289.2			
45	23.2	210.0	958.3	288.6			
46	23.3	213.8	956.5	287.4			
47	23.5	219.2	955.0	285.7			
48	23.7	225.5	954.6	284.2			
49	23.8	231.2	955.3	283.8			
50	24.0	235.3		284.4	670.9 L	5.000	

Hyprotech's Process simulator HYSIM
 Date 02/10/26 Version 386ICI-51 Case name MTBE.SIM
 Time 19:23:15 Prop Pkg UNIQUAC Column name DA-2

*** Physical Properties ***

Vapour Leaving From Each Stage

Stage No	Mole Wt	Lb / hr	Flow Rates ACFM	Density Lb/ft3	Temp	Reduced Press
1	33.050	0.000	0.000	0.080	0.665	0.184
2	32.050	9367.780	1947.522	0.080	0.663	0.199
3	32.040	9386.670	1934.117	0.080	0.664	0.203
4	32.030	9386.780	1918.640	0.080	0.664	0.204
5	32.020	9385.580	1899.412	0.080	0.664	0.204
6	32.010	9382.720	1882.448	0.080	0.793	0.205
7	31.990	9377.500	1865.711	0.080	0.799	0.207
8	31.970	9368.890	1849.168	0.080	0.801	0.207
9	31.930	9355.410	1832.754	0.090	0.802	0.207
10	31.880	9334.900	1816.402	0.090	0.803	0.207
11	31.800	9304.220	1800.004	0.090	0.803	0.207
12	31.690	9258.810	1783.414	0.090	0.804	0.207
13	31.530	9190.890	1768.419	0.090	0.804	0.208
14	31.290	9089.840	1748.710	0.090	0.805	0.208
15	30.940	8937.610	1729.841	0.090	0.805	0.209
16	30.390	8705.450	1709.192	0.080	0.805	0.210
17	29.540	8349.830	1686.000	0.080	0.806	0.210
18	28.260	7827.870	1659.772	0.080	0.806	0.211
19	26.640	7201.870	1632.316	0.070	0.807	0.212
20	25.320	6727.080	1610.447	0.070	0.807	0.213
21	25.310	7140.240	1696.458	0.070	0.807	0.213
22	25.310	7151.210	1685.857	0.070	0.808	0.214
23	25.300	7161.780	1675.343	0.070	0.808	0.215
24	25.300	7172.420	1665.039	0.070	0.809	0.216
25	25.300	7183.280	1654.997	0.070	0.810	0.217
26	25.290	7193.560	1645.038	0.070	0.811	0.219
27	25.290	7202.170	1634.905	0.070	0.816	0.223
28	25.290	7209.360	1624.632	0.070	0.826	0.230
29	25.280	7215.670	1614.337	0.070	0.836	0.243
30	25.280	7221.540	1604.114	0.080	0.841	0.259
31	25.270	7227.110	1593.902	0.080	0.841	0.269
32	25.270	7232.430	1586.980	0.080	0.841	0.274
33	25.260	7237.550	1574.087	0.080	0.842	0.276

Liquid Leaving From Each Stage

Stage No	Mole Wt	Flow Rates		Density Lb/ft ³	Temp	Reduced Press
		Lb / hr	ACFM			
1	55.950	163803.360	596.666	34.230	0.767	0.198
2	56.790	173065.110	640.337	33.700	0.762	0.204
3	56.890	174067.710	644.845	33.650	0.766	0.204
4	56.990	173211.970	640.271	33.730	0.767	0.205
5	57.380	171680.710	631.673	33.890	0.767	0.206
6	58.440	318339.990	1152.548	34.220	0.766	0.207
7	58.460	319055.360	1163.432	34.190	0.791	0.207
8	58.440	319827.540	1165.063	34.230	0.794	0.207
9	58.410	319924.460	1163.661	34.280	0.795	0.207
10	58.390	319794.830	1161.413	34.330	0.796	0.208
11	58.380	319613.570	1159.139	34.380	0.797	0.208
12	58.380	319449.110	1157.128	34.420	0.798	0.208
13	58.380	319325.660	1155.482	34.460	0.798	0.209
14	58.380	319248.930	1154.192	34.490	0.799	0.209
15	58.380	319217.440	1153.233	34.510	0.799	0.210
16	58.390	319226.820	1152.570	34.530	0.800	0.211
17	58.400	319272.230	1152.166	34.550	0.800	0.212
18	58.410	319349.220	1151.988	34.560	0.801	0.212
19	58.420	319453.930	1152.001	34.570	0.801	0.213
20	58.440	319584.780	1152.166	34.580	0.802	0.214
21	58.480	319744.210	1152.432	34.590	0.802	0.215
22	58.510	319943.620	1152.707	34.610	0.803	0.216
23	58.620	320213.910	1152.785	34.630	0.803	0.217
24	58.890	320619.350	1152.128	34.700	0.803	0.218
25	59.550	321227.210	1149.102	34.850	0.803	0.220
26	61.220	321793.990	1138.447	35.240	0.801	0.223
27	65.380	321914.830	1111.407	36.110	0.797	0.230
28	73.330	329976.190	1103.664	37.280	0.795	0.244
29	81.280	362572.220	1205.662	37.490	0.808	0.259
30	85.570	403220.480	1358.839	37.000	0.826	0.268
31	87.260	427614.530	1454.637	36.640	0.835	0.273
32	87.850	437995.320	1496.799	36.480	0.839	0.275
33	88.050	442065.460	1513.715	36.410	0.841	0.277
34	88.120	20312.870	69.628	36.370	0.842	0.278

Hypotech's Process simulator HYSIM				Licenced to	
Date	92/10/26	Version	386ICI-61	Case name	MTBE.SIM
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUAC	Column name	DA-2
*** Transport Properties ***					
Stage No	Vapour	Thermal	Dynamic	Liquid	Surface
	Dynamic Viscosity Cp	Conductivity Btu/hr-ft-F	Viscosity Cp	Thermal Conductivity Btu/hr-ft-F	Tension Dyne/cm
1	0.00671	0.00934	0.32816	0.09391	23.21100
2	0.00667	0.00933	0.32343	0.09367	23.03300
3	0.00667	0.00934	0.32243	0.09371	23.01700
4	0.00668	0.00935	0.32149	0.09380	23.01400
5	0.00669	0.00937	0.32057	0.09396	23.02700
6	0.00670	0.00938	0.31968	0.09421	23.06300
7	0.00671	0.00940	0.31882	0.09460	23.13300
8	0.00672	0.00942	0.31799	0.09519	23.24900
9	0.00673	0.00944	0.31722	0.09608	23.43400
10	0.00674	0.00946	0.31852	0.09740	23.71800
11	0.00676	0.00950	0.31592	0.09936	24.14800
12	0.00679	0.00954	0.31547	0.10233	24.79400
13	0.00682	0.00959	0.31523	0.10688	25.77100
14	0.00687	0.00967	0.31534	0.11407	27.28200
15	0.00694	0.00978	0.31598	0.12584	29.57400
16	0.00705	0.00996	0.31744	0.14610	33.20700
17	0.00722	0.01024	0.31969	0.18171	38.78000
18	0.00749	0.01068	0.31989	0.23684	45.79600
19	0.00784	0.01125	0.31214	0.29170	51.30100
20	0.00812	0.01172	0.30155	0.32243	53.73200
21	0.00813	0.01173	0.30058	0.32242	53.68300
22	0.00814	0.01174	0.29964	0.32240	53.63600
23	0.00814	0.01175	0.29871	0.32239	53.58900
24	0.00815	0.01177	0.29779	0.32238	53.54200
25	0.00816	0.01178	0.29688	0.32237	53.49600
26	0.00816	0.01179	0.29596	0.32238	53.45200
27	0.00817	0.01180	0.29505	0.32240	53.40800
28	0.00818	0.01182	0.29415	0.32243	53.36500
29	0.00818	0.01183	0.29326	0.32246	53.32300
30	0.00819	0.01184	0.29237	0.32249	53.28100
31	0.00820	0.01185	0.29149	0.32253	53.24000
32	0.00820	0.01187	0.29062	0.32257	53.19900
33	0.00821	0.01188	0.28975	0.32261	53.15900
34	0.00822	0.01189	0.28889	0.32265	53.11900
35	0.00822	0.01191	0.28805	0.32272	53.08100
36	0.00823	0.01192	0.28722	0.32276	53.04300
37	0.00824	0.01193	0.28641	0.32276	53.00100
38	0.00824	0.01194	0.28561	0.32276	52.96000
39	0.00825	0.01195	0.28480	0.32282	52.92300
40	0.00826	0.01197	0.28395	0.32298	52.89400
41	0.00827	0.01198	0.28301	0.32338	52.88200
42	0.00828	0.01201	0.28188	0.32426	52.90500
43	0.00831	0.01206	0.28034	0.32616	52.99600
44	0.00836	0.01214	0.27787	0.32990	53.21100
45	0.00845	0.01229	0.27403	0.33674	53.61500
46	0.00860	0.02560	0.26748	0.34764	54.22400
47	0.00884	0.01297	0.25772	0.36177	54.90500
48	0.00912	0.01350	0.24602	0.37587	55.43000
49	0.00935	0.01401	0.23533	0.38669	55.70100
50	0.00950	0.01441	0.22765	0.39341	55.79300

Hyprotech's Process simulator HYSIM
 Date 92/10/26 Version 386ICI-51 Licenced to
 Time 19:23:15 Prop Pkg UNIQUAC Case name MTBE.SIM
 Column name DA-2

*** Condenser Cooling Curve ***

Temperature F	Pressure Pela	Flow Rates Liquid	(Lbmole/hr) Vapour	Duty MMBtu/hr
152.4500	18.1600	0.0000	292.2700	0.0000
152.2100	18.1500	258.0000	34.2700	-3.8830
151.9700	18.1300	276.9200	15.3500	-4.1698
151.7300	18.1100	283.5700	8.7000	-4.2715
151.4900	18.1000	288.9400	5.3300	-4.3240
151.2500	18.0800	288.9800	3.3100	-4.3583
151.0100	18.0700	290.2800	1.9900	-4.3781
150.7700	18.0500	291.1900	1.0900	-4.3937
150.5300	18.0300	291.8100	0.4600	-4.4050
150.2900	18.0200	292.2100	0.0600	-4.4129
150.0500	18.0000	292.2700	0.0000	-4.4158

Hyprotech's Process simulator HYSIM
 Date 92/10/26 Version 386ICI-51 Licenced to
 Time 19:23:15 Prop Pkg UNIQUAC Case name MTBE.SIM
 Column name DA-2

*** Reboiler Heating Curve ***

Temperature F	Pressure Pela	Flow Rates Liquid	(Lbmole/hr) Vapour	Duty MMBtu/hr
231.2400	23.8400	955.2800	0.0000	0.0000
231.6400	23.8500	941.8900	13.3900	0.2356
232.0500	23.8700	926.9800	28.3000	0.4985
232.4800	23.8900	910.2000	45.0800	0.7939
232.8600	23.9000	891.1300	64.1500	1.1298
233.2700	23.9200	869.1700	86.1100	1.5181
233.8800	23.9300	843.4800	111.8200	1.9682
234.0800	23.9500	812.9300	142.3600	2.5047
234.4900	23.9700	775.8900	179.3900	3.1651
234.9000	23.9800	729.8800	225.4000	3.9627
235.3000	24.0000	670.8500	284.4300	4.9983

Hyprotech's Process simulator HYSIM			Licenced to
Date	92/10/26	Version	368ICI-51
Time	19:23:15	Prop Pkg	UNIQUEAC
			Case name MTBE.SIM
			Column name DA-2
*** Stage Efficiency ***			
Stage	Efficiency		
1			1
2			1
3			1
4			1
5			1
6			1
7			1
8			1
9			1
10			1
11			1
12			1
13			1
14			1
15			1
16			1
17			1
18			1
19			1
20			1
21			1
22			1
23			1
24			1
25			1
26			1
27			1
28			1
29			1
30			1
31			1
32			1
33			1
34			1
35			1
36			1
37			1
38			1
39			1
40			1
41			1
42			1
43			1
44			1
45			1
48			1
47			1
48			1
49			1
50			1

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX PETROQUIMICA-PROC.
 Date 92/10/26 Version 3861c1.51 Case Name MTBE.SIM
 Time 0.8078125 Prop Pkg UNIQAC Column Name DA-2

**** Composition Profile ****

Liquid Phase (Mole Frac)

i-Butane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
i-Butene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
1-Butene	0.000178	0.000003	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001
	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-Butane	0.000014	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
i2-Butene	0.000258	0.000005	0.000002	0.000002	0.000002	0.000002	0.000002
	0.000002	0.000002	0.000002	0.000002	0.000001	0.000001	0.000001
	0.000001	0.000001	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
cis2-Butene	0.000148	0.000003	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001
	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0.000001
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methanol	0.999000	0.999143	0.998501	0.997569	0.996234	0.994322	0.991582
	0.987850	0.981998	0.973832	0.961975	0.944803	0.918826	0.879920
	0.819941	0.725814	0.581035	0.393305	0.236958	0.159707	0.159837
	0.159959	0.160077	0.160187	0.160277	0.160332	0.160361	0.160373
	0.160376	0.160372	0.160382	0.160345	0.160320	0.160275	0.160197
	0.160163	0.160223	0.160277	0.160214	0.159865	0.158988	0.158909
	0.152497	0.143753	0.127965	0.103377	0.072597	0.043118	0.021354
	0.008212						

diM-Ether	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
H2O	0.000388	0.000842	0.001493	0.002425	0.003761	0.005673	0.008413
	0.012345	0.017999	0.026163	0.038020	0.055392	0.081169	0.120076
	0.180055	0.274184	0.418964	0.606694	0.783044	0.840293	0.840183
	0.840041	0.839923	0.839813	0.839723	0.839668	0.839639	0.839627
	0.839624	0.839628	0.839638	0.839655	0.839680	0.839725	0.839803
	0.839837	0.839777	0.839723	0.839766	0.840115	0.841012	0.843091
	0.847503	0.856247	0.872035	0.896623	0.927403	0.956882	0.978648
	0.991788						
244M2penten	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
MTBE	0.000016	0.000004	0.000002	0.000002	0.000002	0.000002	0.000002
	0.000002	0.000002	0.000002	0.000002	0.000002	0.000001	0.000001
	0.000001	0.000001	0.000001	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
tert-Butanol	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

Hypotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX PETROQUIMICA-PROC.
 Date 92/10/26 Version 3881c1.51 Case Name MTBE.SIM
 Time 0.8078125 Prop Pkq UNIQUAC Column Name DA-2

**** Composition Profile ****

Vapour Phase (Mole Frac)

i-Butane	0.003473	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
i-Butene	0.000103	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
1-Butene	0.012217	0.000178	0.000062	0.000060	0.000060	0.000060	0.000060
	0.000060	0.000060	0.000060	0.000060	0.000061	0.000061	0.000061
	0.000061	0.000062	0.000062	0.000063	0.000065	0.000066	0.018961
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.003815
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-Butane	0.005374	0.000014	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005
	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005
	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005	0.000005	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
tr2-Butene	0.012954	0.000256	0.000089	0.000087	0.000087	0.000087	0.000087
	0.000087	0.000087	0.000087	0.000087	0.000087	0.000088	0.000088
	0.000088	0.000089	0.000090	0.000091	0.000093	0.000095	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
cis2-Butene	0.006854	0.000148	0.000052	0.000050	0.000050	0.000050	0.000050
	0.000050	0.000050	0.000050	0.000051	0.000051	0.000051	0.000051
	0.000051	0.000051	0.000052	0.000053	0.000054	0.000055	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methanol	0.958796	0.999000	0.999095	0.998669	0.998051	0.997185	0.995897
	0.994079	0.991473	0.987726	0.982321	0.974481	0.963018	0.948062
	0.920592	0.881621	0.821189	0.729942	0.674403	0.519951	0.518931
	0.519789	0.519637	0.519465	0.519252	0.518987	0.518663	0.518356
	0.518017	0.517667	0.517307	0.516937	0.516554	0.516153	0.515750
	0.515454	0.515296	0.515126	0.514781	0.514033	0.512420	0.508979
	0.501808	0.487223	0.458774	0.407464	0.326846	0.224584	0.125632
	0.052351						

diM-Ether	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
H2O	0.000171	0.000388	0.000689	0.001121	0.001740	0.002625	0.003894
	0.005711	0.008318	0.012065	0.017470	0.025309	0.036772	0.053727
	0.079196	0.118168	0.178596	0.269840	0.385374	0.479622	0.480068
	0.480211	0.480363	0.480535	0.480748	0.481013	0.481317	0.481644
	0.481983	0.482333	0.482693	0.483063	0.483448	0.483847	0.484250
	0.484548	0.484704	0.484874	0.485219	0.485967	0.487580	0.491021
	0.498192	0.512777	0.541228	0.592538	0.673154	0.775416	0.874388
	0.947649						
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
244M2penien	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
MTBE	0.000057	0.000018	0.000008	0.000007	0.000008	0.000008	0.000008
	0.000008	0.000008	0.000008	0.000008	0.000008	0.000008	0.000008
	0.000008	0.000008	0.000008	0.000008	0.000008	0.000008	0.000008
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
tert-Butanol	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

CAPITULO VI

DESCRIPCION DEL PROCESO Y FILOSOFIA BASICA DE OPERACION

6.1 DESCRIPCION DEL PROCESO

Se trata de un proceso de operación continua; el ingreso de las materia prima se realiza en límites de batería, se alimenta metanol y fracciones de butanos-butilenos provenientes de unidades de desintegración catalítica (cracking catalítico) con un contenido de 11.2% de isobutileno. La reacción se realiza específicamente entre isobutileno y metanol, ambas materias primas se reciben a una presión adecuada para mantenerse en estado líquido (fracciones C₄ @ 86 °F y 144.7 Lb/pulg²) y llevarse hasta los tanques de balance colocados dentro de límites de batería los cuales garantizan la alimentación continua de los materiales al reactor.

Mediante un sistema de bombeo y control de flujo, el metanol y las fracciones-C₄ se mezclan en línea y se precalientan hasta 122 °F en un cambiador de calor para lo cual se emplea vapor de baja presión como medio de transferencia térmica, la mezcla precalentada entra al reactor en fase líquida a una presión de 154.7 Lb/pulg², en forma descendente a través de un lecho fijo de una resina fuertemente ácida que actúa como catalizador, el reactor cuenta con un sistema de enfriamiento a base de agua que permite que la temperatura se mantenga en un rango adecuado cercana a los 120 °F para el mejor desarrollo de la reacción la cual es exotérmica ($\Delta H = 22,000$ BTU/Lb mol), como producto de reacción se obtiene MTBE acompañado del resto de las fracciones C₄ que no participan en la reacción y el metanol que fue alimentado en exceso con una relación molar respecto al isobutileno de 1.445.

La purificación del MTBE por medio de una destilación fraccionada representa un punto crítico en el proceso, la mezcla proveniente del reactor a una temperatura 120 °F y 149.7 Lb/pulg² se alimenta a una torre de destilación, las condiciones son muy importantes para lograr la separación del metanol residual mediante la formación de azeótropos entre el mismo metanol (el cual es más pesado que el MTBE) y las fracciones ligeras C₄ que lo arrastran hacia el domo, de manera tal que el producto de fondos es el MTBE. Este último se enfría con agua en un intercambiador de calor hasta una temperatura cercana a los 95 °F y finalmente se envía a límites de batería dentro de las especificaciones requeridas.

El producto de domos está compuesto de fracciones C₄ y de metanol, esta mezcla se somete a un proceso de extracción con agua para separar el metanol.

En el proceso, la corriente rica en metanol y las fracciones C₄ provenientes de la torre de destilación de MTBE a 125.4 °F y 140 Lb/pulg², se mezclan con una corriente de agua y se envía a un primer tanque de separación líquido-líquido, la fase ligera (fracciones C₄) sale del tanque y se une nuevamente a otra corriente de agua que proviene del fondo de la columna de destilación Metanol-Agua previamente enfriada a 95 °F. Posteriormente se efectúa la separación en un segundo tanque separador líquido-líquido, el destino de la fase ligera es un secador empacado con un lecho fijo y se envía a límites de batería como fracciones C₄ mejoradas con un contenido de isobutileno de 0.14 %.

La fase pesada o corriente acuosa del primer separador líq-líq. contiene el metanol recuperado durante el proceso de lavado y es necesario destilarlo para poder recircularlo al sistema de reacción.

La fase acuosa se precalienta a 180°F con el producto de fondos de la columna de destilación Metanol-Agua que se encuentra a una temperatura de 235.33 °F para posteriormente alimentarlo a la misma, para que la alimentación a la torre de destilación sea con una presión de 20 Lb/pulg² es necesario colocar justo antes una válvula de expansión, el agua obtenida como producto de fondos de esta segunda columna de destilación, se mezcla con agua nueva y se envía al proceso de lavado como ya se explicó anteriormente.

El producto de domos de la columna de destilación es metanol y se envía al tanque de balance inicial con una presión de 16 Lb/pulg² y 150.05 °F para ser alimentado nuevamente al reactor.

Se puede resumir que las principales etapas durante el proceso son las siguientes:

PRIMERA: Las materias primas se mezclan y precalientan.

SEGUNDA: Se realiza una reacción exotérmica catalizada con una resina ácida, el producto MTBE se obtiene en la mezcla resultante y es necesario purificarlo.

TERCERA: El MTBE se separa por destilación azeotrópica y se obtiene como producto de fondo, el producto de domos contiene el metanol que fue alimentado en exceso al sistema de reacción junto con las fracciones C₄ no reaccionantes.

CUARTA: Se recupera el metanol de la corriente de fracciones C₄ en dos pasos:

1° Se extrae el metanol mediante un lavado con agua de dos etapas resultando fracciones C₄ mejoradas libres de metanol y de isobutileno.

2° La corriente acuosa que contiene el metanol después del lavado, se destila y se obtiene metanol dentro de especificaciones para retornarse al sistema de reacción.

6.2 FILOSOFIA BASICA DE OPERACION

La planta de MTBE operará en forma continua 333 días al año, a falla de energía eléctrica se debe contar con un generador de emergencia que permita un soporte adecuado para llegar como último recurso a un paro ordenado. A falla de agua de enfriamiento o vapor, la planta no puede operar y deberá ejecutarse un paro que garantice la seguridad del personal de operación, las instalaciones y el medio ambiente. Los servicios anteriormente mencionados, se obtienen directamente de límites de batería provenientes de las áreas destinadas para este hecho en la Refinería.

Cada una de las operaciones están completamente instrumentadas para proporcionar una operación automática y cuentan además con sistemas redundantes que en caso necesario brindarán la seguridad suficiente y adecuada a las características del proceso para salvaguardar los recursos humanos, materiales y ambientales.

Desde el cuarto de control es posible conocer todas las variables de proceso y alarmas por condiciones de operación fuera de los márgenes previstos y desde luego se pueden tomar las acciones necesarias para corregir las anomalías detectadas.

Las materias primas se reciben en límites de batería y se conducen a tanques de balance que operan con controles de nivel y cuentan con alarmas para indicar cualquier desviación de la operación normal, estos tanques cuentan con un sistema de control de presión interna con objeto de evitar sobrepresiones o colapsos por baja presión, los venteos de este sistema se canalizan a sistemas de recuperación de vapores fuera de límites de batería.

Las materias primas se alimentan al reactor mediante bombeo controlando el flujo con la instrumentación y equipos adecuados para ello, el sistema tiene la capacidad de corregir condiciones anormales de proceso, sin embargo existen las alarmas correspondientes necesarias para que los operadores tomen las acciones que apliquen.

La mezcla de reacción se precalienta con vapor de baja presión en un intercambiador de calor convencional de tubos y coraza el cual se encuentra controlado con la temperatura que tiene la mezcla de reactivos, el sistema de reacción esta compuesto principalmente por un reactor con sistema de transferencia térmica cuyo objetivo es remover el calor generado durante el desarrollo de la reacción exotérmica.

Este reactor es empacado con un lecho fijo de una resina fuertemente ácida y tiene instrumentos y equipos periféricos que permiten lograr el control de la temperatura, es importante que la presión de operación permita que las materias primas para la reacción estén siempre en estado líquido, la condición de la resina se puede determinar con parámetros como temperatura, caída de presión a través del lecho, conversión de la reacción, etc. sin embargo, se realizarán revisiones anuales para brindar el mantenimiento preventivo.

El sistema de desfogue del reactor se envía fuera de límites de batería hacia el cabezal destinado para dicho fin en la Refinería, este equipo está debidamente instrumentado de forma tal que los operadores pueden conocer desde el tablero de control el estado puntual de cada una de las variables de proceso, además de contar con alarmas sonoras y visibles para informar cualquier desviación no tolerable de las condiciones preestablecidas para la operación.

El producto obtenido es una mezcla MTBE con materiales que no reaccionan y metanol alimentado en exceso, de esta mezcla es posible obtener directamente el producto final que es el MTBE, esto se logra, mediante una destilación en una columna de platos perforados que opera a reflujo constante, la temperatura se controla con la cantidad de vapor que es alimentado al rehervidor y desde luego se tiene un control de presión en el domo de la misma.

La operación de esta columna se caracteriza por el azeótropo que el metanol forma con las fracciones C_4 , de forma tal que el metanol se destila por domos y solo el MTBE es obtenido por el fondo. El producto MTBE se enfría en un intercambiador de calor de tubos y coraza para lograr las condiciones de temperatura a las que debe entregarse en límites de batería.

La salida del MTBE se realiza controlando el nivel desde el fondo de la columna para evitar que esta pueda inundarse o vaciarse, el control de nivel está debidamente instrumentado con alarmas que señalan cualquier desviación de las condiciones normales, la válvula de control para la extracción del producto está ubicada después del enfriador para evitar problemas de evaporación súbita por caídas de presión.

El producto de domos se descarga a un tanque de balance, de este punto se recircula la cantidad necesaria para lograr la calidad de producto deseada y otra parte se retira del sistema a control de nivel, como todos los demás elementos de la planta en este punto también se cuenta con las alarmas respectivas para cada una de las variables que pudieran alterar en forma crítica la operación o la seguridad del proceso.

Se cuenta con un sistema para recuperar el metanol alimentado en exceso y que cuenta con una etapa de extracción con agua y otra etapa de destilación, el producto de domos de la torre de destilación de MTBE se mezcla en línea con una corriente de agua de forma tal que el metanol presente en las fracciones C_4 residuales es extraído por agua de lavado que se alimenta desde el segundo separador líquido-líquido, esta corriente se envía al primer tanque separador líquido-líquido que opera completamente inundado.

Por los domos se obtienen fracciones C_4 y por el fondo se extrae la fase acuosa a control de nivel de la interfase, para ello se tiene un sistema de control automático debidamente instrumentado y con sus alarmas respectivas, las fracciones C_4 nuevamente se lavan con agua que proviene del fondo de la columna de destilación de metanol, esta corriente precalienta la alimentación a dicha columna. En este primer intercambiador de calor se aprovecha la energía térmica que aún posee la corriente de agua que proviene del fondo de la columna y finalmente se enfría en un intercambiador convencional de tubos y coraza que usa agua como medio de transferencia térmica, lo anterior tiene por objeto hacer más eficiente la extracción del metanol. Una vez que se realiza este segundo lavado, las fracciones C_4 se separan de la fase acuosa en un segundo tanque separador líquido-líquido como ya se ha descrito y finalmente se pasan a través de un lecho de secado para entregarlas como fracciones mejoradas en límites de batería.

La fase acuosa que se obtiene en el primer tanque separador, se retira a control de nivel de la interfase como ya se mencionó, y se alimenta a la columna de destilación de metanol para lo cual se precalienta con la corriente de agua que proviene del fondo de la columna de destilación. Una vez precalentada se tiene un dispositivo de expansión que reduce fuertemente la presión a la entrada de la torre, la cual opera cerca de la presión atmosférica, el control de la temperatura se realiza con la cantidad de vapor de calentamiento que se alimenta al rehervidor, en donde adicionalmente se cuenta con un control de presión en el domo de la columna y la salida de productos se realiza a control de nivel en forma similar a la primera columna.

El agua del fondo se usa para realizar el lavado de la fracción C_4 , el agua de reposición se alimenta manualmente en cada turno, ya que representa un flujo muy bajo, mientras que el metanol recuperado se envía al tanque de balance inicial para recircularlo nuevamente al proceso.

CAPITULO VII

DESCRIPCION Y CONTENIDO DE DIAGRAMAS

7.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

El diagrama de flujo de proceso es un documento fundamental de la ingeniería básica de proceso, que consiste en la representación gráfica y objetiva de la información más relevante del mismo como lo es, las entradas y salidas de materia y energía, la secuencia de flujo en el proceso, las características básicas del equipo y los controles principales de una manera clara y sencilla.

Este documento está diseñado para proporcionar información a las distintas especialidades de ingeniería, (básica, de detalle y de proyecto) así como a los funcionarios de la compañía de la ingeniería y compañía cliente, y a los ingenieros de operación de la planta, entre otros.

7.1.1 CONTENIDO DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

Aunque el contenido del diagrama de flujo de proceso depende de las políticas de la compañía de ingeniería que lo emite, podemos establecer como contenido típico de este diagrama el siguiente:

- A) Identificación del proyecto y de la planta o sección representada, localización de la planta, nombre del cliente, edición del diagrama y firmas de aprobación interna y del cliente.
- B) Representación esquemática de los equipos principales de proceso (de acuerdo a los estándares de dibujo) y a las corrientes que los unen, indicando

la dirección de flujo por medio de flechas, en general se prefiere que los equipos queden mostrados de izquierda a derecha de acuerdo con su secuencia de aparición en el proceso.

- C) Procedencia de las alimentaciones y destino de los productos de proceso, mostrados en recuadros en la parte inferior del esquema, de donde parten o a donde llegan las líneas de las corrientes correspondientes, en estos recuadros debe indicarse tanto la procedencia o destino físico como la clave del diagrama de donde proviene o donde se dirige la corriente.
- D) Balance de materia, indicado para las alimentaciones, productos y corrientes principales del proceso, flujo, composición, propiedades básicas y condiciones de temperatura y presión, para su integración deberán identificarse las corrientes en las líneas de proceso mediante un número dentro de un rombo (número de la corriente).
- E) Características básicas del equipo de proceso, indicando, para cada equipo, la clave, el nombre del servicio, el número de unidades y las dimensiones básicas como son la carga térmica para calentadores y cambiadores de calor o el diámetro y al altura o longitud tangente-tangente para torres y recipientes; capacidad y carga para bombas y potencia para compresores.
- F) Representación esquemática de los controles básicos del proceso, indicando solamente su tipo.
- G) Condiciones de operación en los puntos principales del proceso, en general la presión y temperatura de todas las líneas de proceso y de cada recipiente.
- H) Identificación de los servicios auxiliares utilizados en los distintos equipos del proceso, se deberá indicar flujo y calidad del vapor de calentamiento, tipo de agua de enfriamiento y su temperatura.

El requerimiento principal del diagrama de flujo de proceso es que la información arriba indicada sea presentada en forma clara y completa, fácil de emplear y de interpretar, con el fin de evitar confusiones y retrasos en su manejo

7.1.2. EMISION DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

Dado el carácter dinámico del desarrollo de los proyectos, es necesario que el diagrama de flujo de proceso sea emitido en varias ediciones, en cada una de las cuales se incorpora al mismo toda la información disponible hasta ese momento y se distribuye para su utilización en las distintas especialidades de ingeniería. Usualmente las revisiones que se emiten del diagrama de flujo de proceso son:

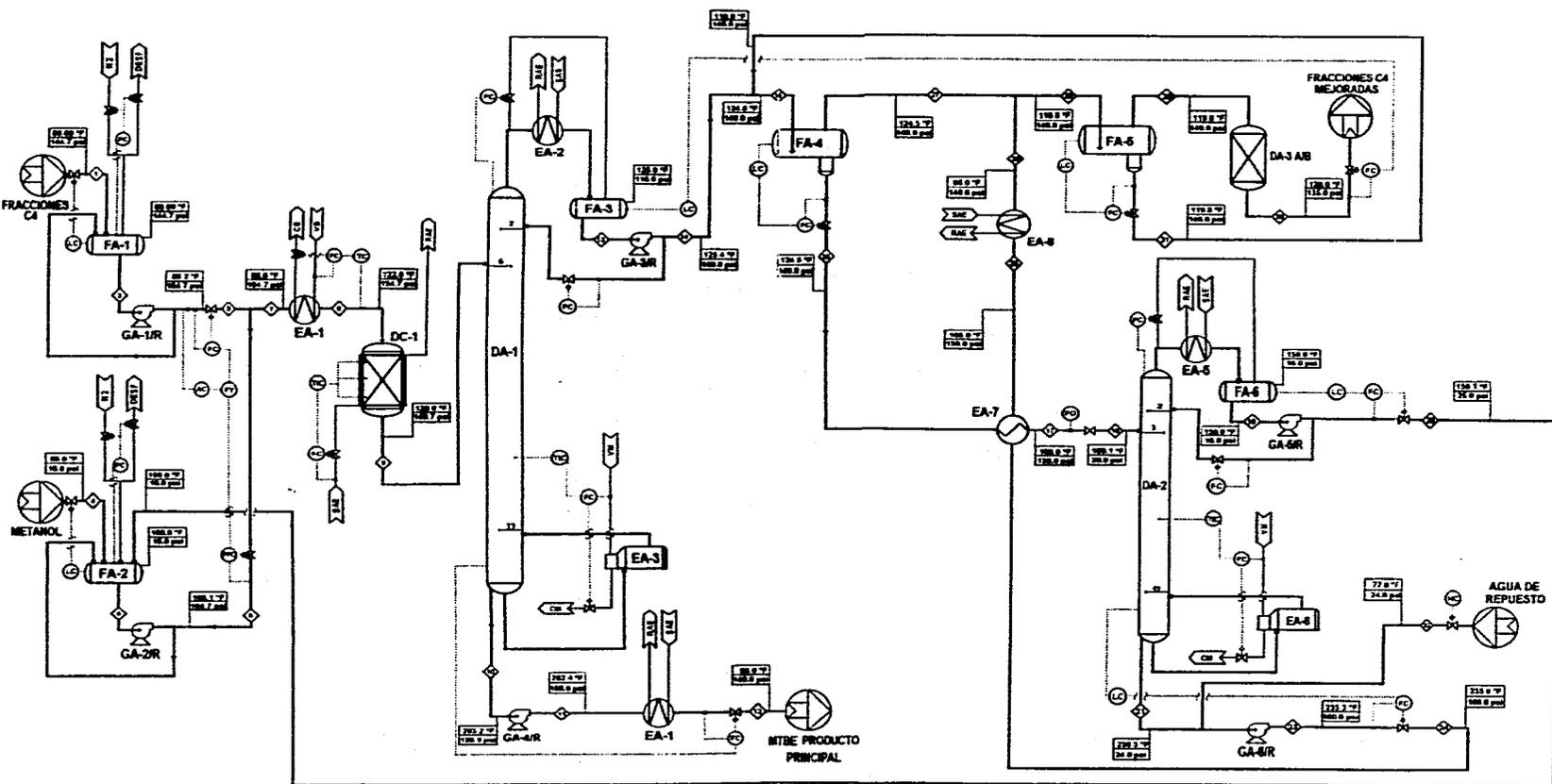
- a) **Edición preliminar:** Incluye los puntos a, b, c, f, g y h del contenido y la clave y el servicio de los equipos de proceso del punto E, en esta edición queda pendiente la inclusión del balance de materia y de las características y dimensiones de los equipos.
- b) **Edición para aprobación:** Se incluyen ya el balance de materia del proceso y algunas características del equipo tales como cargas térmicas de calentadores y cambiadores de calor, esta edición es revisada en forma interna en una junta de depuración en la cual se discuten los comentarios de las distintas especialidades y se acuerdan las modificaciones convenientes. Una vez incorporados los comentarios aprobados en la junta de depuración, esta edición es enviada al cliente para su revisión y aprobación.
- c) **Edición aprobada para diseño:** Se anexan los comentarios del cliente aceptados por la compañía de ingeniería y cualquier información que haya sido generada hasta el momento de la emisión.
- d) **Edición aprobada para construcción:** Incluirá toda la información indicada en la sección de contenido, en caso de que se produzca una modificación en el proyecto después de que se ha emitido la edición aprobada para construcción, la edición correspondiente se identifica por el número de revisión y las modificaciones realizadas se presentan en una lista de cambios identificados por los números de revisión.

Nota: En el apéndice C, se pueden encontrar algunos de los principales símbolos de equipos de proceso empleados para la elaboración de diagramas.

7.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

PARA LA PLANTA DE MTBE

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31		
ISOBUTANO	0.4030	0.4030	0.4030	0.0000	0.0000	0.0000	0.3476	0.3476	0.3843	0.0000	0.0000	0.4297	0.4297	0.3187	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4507	0.3111	0.4526	0.4530	0.0000		
ISOBUTENO	0.1120	0.1120	0.1120	0.0000	0.0000	0.0000	0.0888	0.0888	0.0912	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
1-BUTENO	0.1222	0.1222	0.1222	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.1154	0.1185	0.0000	0.0000	0.0000	0.1303	0.1288	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1367	0.1044	0.1372	0.1375	0.0000	
2-BUTENO	0.1062	0.1062	0.1062	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
2-BUTENO	0.1828	0.1828	0.1828	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.1405	0.1405	0.0000	0.0000	0.1737	0.1737	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1187	0.0872	0.1192	0.1195	0.0000	
2-BUTENO	0.0837	0.0837	0.0837	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
METANOL	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MTBE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
FLUJO (kg/h)	118898.07	118898.07	118898.07	7464.15	10818.87	18018.87	128614.85	128614.85	128614.85	128614.85	20312.87	20312.87	20312.87	273006.46	100002.18	121831.36	15388.68	15388.68	6367.79	3162.72	12182.72	12182.72	12182.72	12182.72	12182.72	12182.72	12182.72	106284.38	118467.11	106038.40	106018.30	12428.86	
TEMP. (°F)	86.80	86.80	86.80	86.80	105.30	108.10	86.80	122.00	120.80	282.30	282.40	85.00	125.10	126.40	124.50	124.53	180.00	180.00	150.05	150.05	225.30	225.30	225.30	225.30	225.30	225.30	166.91	85.00	124.53	116.83	116.83	140.00	
PRESION (kg/cm²)	144.70	144.70	144.70	18.80	18.80	184.70	184.70	184.70	184.70	184.70	138.90	140.00	140.00	140.00	140.00	140.00	130.00	130.00	20.00	18.00	18.00	24.00	24.00	24.00	24.00	24.00	140.00	140.00	140.00	140.00	140.00	140.00	
DENSIDAD (kg/m³)	35.61	35.61	35.61	35.63	46.77	48.87	35.63	35.63	35.63	35.63	36.37	36.41	36.41	36.41	36.41	35.63	35.63	35.63	35.63	35.63	35.63	35.63	35.63	35.63	35.63	35.63	35.63	33.00	35.65	33.99	34.43	61.12	



LISTA DE EQUIPOS

Clave	Descripción	Capac.
DA-1	Destilador de producto principal MTBE	33 etapas L = 100 ft D = 8 ft
DA-2	Destilador de metanol de recuperación	49 etapas L = 97.5 ft D = 2.75 ft
DA-3	Desidratador de fracc C-4 mejoradas	
DC-1	Reactor catalítico de síntesis de MTBE	
EA-1	Calentador de mezcla de reacción C4/metOH	2,663 x 10 ⁶ BTU/h
EA-2	Condensador de producto de domo en DA-1	-41,191 x 10 ⁶ BTU/h
EA-3	Rehervidor de producto de fondo en DA-1	43,556 x 10 ⁶ BTU/h
EA-4	Enfriador de producto principal MTBE	2,283 x 10 ⁶ BTU/h
EA-5	Condensador de producto de domo en DA-2	-4,416 x 10 ⁶ BTU/h
EA-6	Rehervidor de producto de fondo en DA-2	5,000 x 10 ⁶ BTU/h
EA-7	Calentador producto pesado de extracción	0,834 x 10 ⁶ BTU/h
EA-8	Enfriador de agua de extracción	0,880 x 10 ⁶ BTU/h
FA-1	Tanque de balance de fracciones C-4	L = 28.92 ft D = 7.0 ft
FA-2	Tanque de balance de metanol	L = 9.01 ft D = 3.5 ft
FA-3	Tanque de condensado en DA-1	L = 29.70 ft D = 7.0 ft
FA-4	Separador lq-lq primera fase de extracción	L = 13.8 ft D = 4.0 ft
FA-5	Separador lq-lq segunda fase de extracción	L = 13.2 ft D = 4.0 ft
FA-6	Tanque de condensado en DA-1	L = 7.08 ft D = 3.0 ft
GA-1	Bomba de entrada de fracciones C-4	6.5 HP 75 % eff.
GA-2	Bomba de entrada de metanol	3.5 HP 75 % eff.
GA-3	Bomba de producto de domo en DA-1	1.0 HP 75 % eff.
GA-4	Bomba de producto de fondo en DA-1	7.5 HP 75 % eff.
GA-5	Bomba de producto de domo en DA-2	6.5 HP 75 % eff.
GA-6	Bomba de producto de fondo en DA-2	3.0 HP 75 % eff.

Revisión:	Descripción:	RESPONSABLES:	PROCESO:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
		GOMEZ MONTOYA T. GERMAN TOQUERO TALAMANTES ROBERTO	METIL TERTBUTIL ETHER	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
			LOCALIZACION:	Revisión: 01 EQUIPO: MTBE-01 REVISION:

7.3 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

Una vez que fueron superadas las primeras etapas del estudio y desarrollo de un proyecto y se completaron los cálculos en el diagrama de proceso, se requerirá del diagrama mecánico de flujo ó diagrama de tuberías e instrumentación (DTI). Este diagrama se genera a partir del diagrama de flujo de proceso, cuya información se ha desarrollado para convertirse en un diagrama constructivo que contendrá todos los elementos a considerar en la ingeniería de detalle.

Para reflejar adecuadamente la información requerida en este diagrama es necesario entender su uso, en un bufete de ingeniería, el diagrama mecánico de flujo es la fuente de información de todos los grupos de diseño entre los que destacan diseño eléctrico, diseño de tuberías, diseño de estructuras, diseño civil, instrumentación, equipo de bombeo, etc., por lo tanto es esencial la estandarización para evitar confusiones generadas de omitir información esencial o presentar datos innecesarios.

En el diagrama mecánico de flujo se muestran todos los equipos de proceso incluyendo repuestos o relevos usando esquemas que se asemejen lo más posible al equipo real, permitiendo la visualización por parte de los usuarios del diagrama.

Por lo general se emplean vistas sencillas de elevación y las boquillas de los equipos se localizan en la posición relativa apropiada. No es aconsejable realizar estos diagramas a escala puesto que los equipos más pequeños serían reducidos a tamaños indebidos. Sin embargo se recomienda conservar cierta proporción en las diferencias relativas de tamaños. a continuación presentamos algunas recomendaciones para la presentación de los elementos que componen el DTI.

REPRESENTACION DE EQUIPOS

La representación esquemática de los equipos es una continuación de los empleados en el diagrama de proceso, las diferencias esenciales se basan en indicar los detalles mecánicos y de instrumentación que deberán considerarse para la elaboración de diagramas de ingeniería de detalle y posteriormente en construcción. Adyacente a cada equipo se debe proporcionar cierta información esencial como lo es su notación o clave de identificación (TAG), numeración individual y la información de proceso. A continuación se presenta una tabla de recomendaciones que ayudarán a cumplir con lo indicado anteriormente:

Tabla 7.1. Información requerida para los diferentes equipos de proceso.

EQUIPO	NOTACION CLAVE	INFORMACION DE PROCESO
Compresores	GB	<ul style="list-style-type: none"> - Servicio - Número de pasos - Condiciones a succión y descarga - BHP (potencia al freno) - Capacidad en pies cúbicos estandar por minuto (SCFM)
Bombas	GA	<ul style="list-style-type: none"> - Servicio - Tamaño y tipo - Fluido - Temperatura de la bomba - Densidad a T bomba. - Gal/min de diseño a T bomba - Cabezal neto de succión positiva (NPSH)
Recipientes	FA	<ul style="list-style-type: none"> - Servicio - Diámetro, altura, espesor. - Caracts. espaciales, revestimientos - Condiciones de diseño - Condiciones de operación
Intercambiadores	EA	<ul style="list-style-type: none"> - Servicio - Presión dif. a través coraza y tubos - Area de transferencia de calor - Capacidad en servicio, BTU/hr - Condiciones de diseño - Temp. y presión de entrada y salida
Reactor	FA	<ul style="list-style-type: none"> - Servicio - Volumen o capacidad - Condiciones de diseño - Condiciones de operación - Características especiales.
Torres	DA	<ul style="list-style-type: none"> - Servicio - Diámetro, altura, espesor. - Condiciones de diseño - Condiciones de operación - Número de etapas.

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo(16).

Nota: En el apéndice B, se pueden encontrar algunos de los principales símbolos de válvulas, accesorios para tubería, representación de líneas e instrumentos empleados para la elaboración de diagramas.

NUMERACION

Un sistema típicamente usado consiste en dividir en áreas o secciones a la unidad de proceso mediante un número, emplear las claves del equipo y numerar de acuerdo al flujo en el diagrama de proceso, en caso de que un equipo tenga un repuesto idéntico se emplean letras para diferenciarlos entre sí.

Ejemplo:

GA-101A Significa bomba No. 1A en el área 100 del proceso.

DA-302 Significa torre No. 2 en el área 300 del proceso

REPRESENTACION DE TUBERIA Y VALVULAS

En los diagramas de tubería e instrumentación se muestran todas las líneas de proceso y líneas de servicios para los equipos de proceso. A menudo las líneas del proceso principal se dibujan más gruesas a manera de que la secuencia del flujo sea más evidente.

Las líneas de los diferentes servicios se dibujan usando los símbolos del apéndice B los cuales permiten una fácil diferenciación, las flechas se usan para ayudar a seguir las rutas del flujo.

Todas las válvulas se indican incluyendo las de retención, pero las bridas y los accesorios no se muestran exceptuando las que directamente conectan a los equipos de proceso.

Dado que el diseñador de tuberías utiliza este diagrama como su principal fuente de información, deben suministrarse las especificaciones para las líneas de modo que para cada una se conozcan el servicio, el tamaño, el material y espesor de tubería, clase de bridas y capacidad normal de válvulas y accesorios. Esta información puede ser proporcionada por medio de un sistema de numeración en el cual cada línea que va de un equipo a otro tiene un número individual que puede incluir la designación del área.

A continuación se presenta la tabla 7.2, donde se indican las recomendaciones para la identificación y numeración de líneas. Ejemplo: 3"P105

DIAMETRO: Se debe expresar el diámetro nominal en pulgadas.

Tabla 7.2. Letras que muestran la identificación de servicios.

SERVICIO	LETRA(S)
Agua	A
Agua de enfriamiento	AE
Agua de retorno	AR
Aire de instrumentos	AI
Aire de planta	AP
Condensado de alta presión	CA
Condensado de baja presión	CB
Condensado de media presión	CM
Combustóleo	CO
Desfogue	D
Gas combustible	GC
Gas inerte	GI
Proceso	P
Vapor	V
Vapor de baja presión	VB
Vapor de alta presión	VA
Vapor de media presión	VM

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo(16)

NUMERO DE IDENTIFICACION: Area y Número del equipo.

MATERIAL DE CONSTRUCCION:

A	Acero al carbón
B, C, D,	Aleación baja Cr, Mo.
K	Acero Inoxidable
HA	Monel

CAPACIDAD DE UNIONES:

A	150 #
B	300 #
C	400 #
D	600 #
E	900 #
F	1500 #

En el diagrama mecánico de flujo se debe mostrar toda la instrumentación para el control, registro e indicación de la operación de la planta, por lo general el diagrama de proceso ya indica de manera esquemática la filosofía de la instrumentación, posteriormente, esta filosofía se desarrolla de manera constructiva y se plasma en el diagrama de tubería e instrumentación.

La sociedad norteamericana de instrumentos (Instruyent Society of America-I.S.A.), ha preparado un conjunto de símbolos estándar para los instrumentos, los cuales se presentan en la norma ISA. S5.1 la cuál "tiene por objeto el establecer un sistema uniforme para la representación de los instrumentos y sistemas usados para la medición y el control."

Por lo general el símbolo incluye la identificación basada en letras y el número del instrumento asociado a un circuito determinado.

ARREGLO DEL DIAGRAMA

Existen muchos métodos para lograr un buen arreglo. Las bombas pueden ser colocadas debajo de otro equipo o bien todo el equipo puede ser arreglado sobre la línea de una misma base, recomendaciones:

- 1) El diagrama para ser leído y entendido con facilidad no debe estar aglomerado.
- 2) Para representar un proceso, con frecuencia se necesitan varios planos por separado.
- 3) Las líneas que pasan de un plano a otro se deben mantener a una misma altura a modo de que la continuación de la línea en la siguiente hoja puede ser encontrada con facilidad.

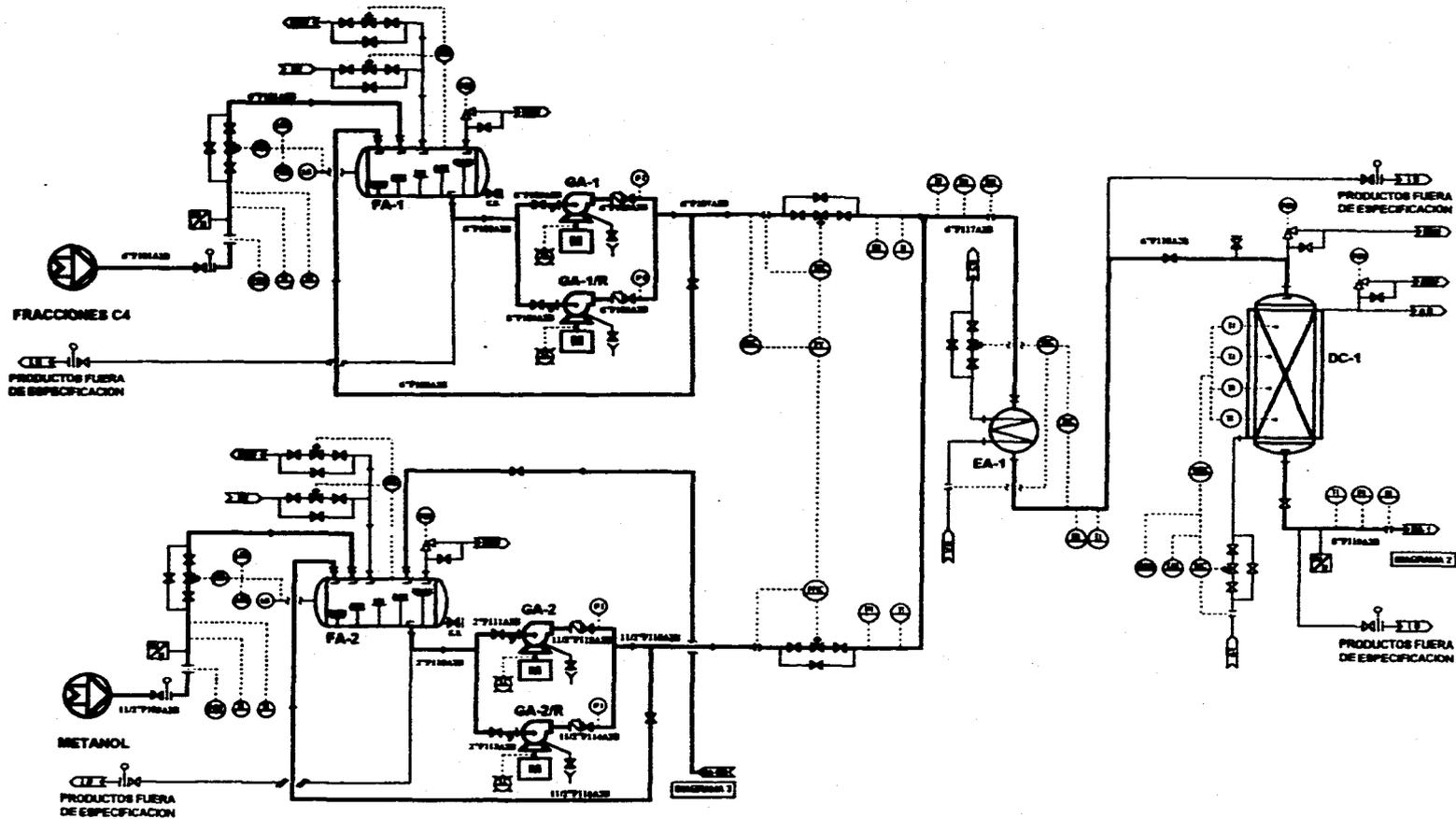
**7.4 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
PARA LA PLANTA DE MTBE**

FA-2 Tanque de balance de metanol,
L=9.017, D=3.58

FA-1 Tanque de balance de fracciones
C-4, L=28.82 R, D=7.0 R

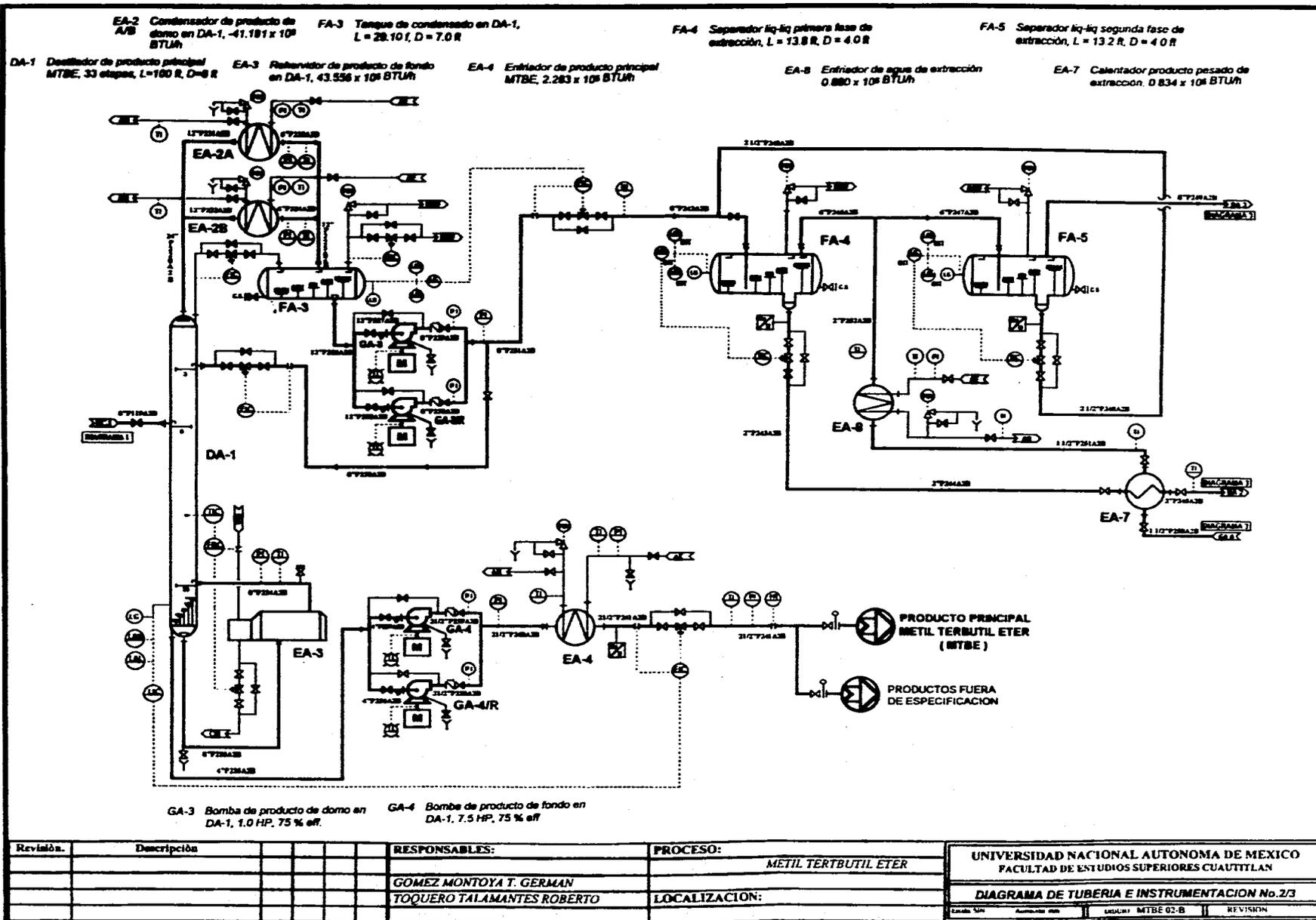
EA-1 Calentador de mezcla de reacción
CARRASCO, 2.863 x 10⁶ BTUH

DC-1 Reactor catalítico de síntesis
de MTBE



GA-2 Bomba de entrada de metanol, 3.5 HP, 75 % eff. GA-1 Bomba de entrada de fracciones C-4, 6.5 HP, 75 % eff.

Revisión	Descripción	RESPONSABLES:	PROCESO:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILÁN
		GÓMEZ MONTOYA T. GERMAN TOQUERO TALAMANTES ROBERTO	METIL TERTBUTIL ÉTER	
			LOCALIZACIÓN:	DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN No. 1/3
				REVISIÓN



Revisión.	Descripción	RESPONSABLES:	PROCESO:
		GOMEZ MONTOYA T. GERMAN	METIL TERBUTIL ETHER
		TOQUERO TALAMANTES ROBERTO	LOCALIZACIÓN:

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO			
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN			
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION No. 2/3			
Escala: 1/4"	Autores: JRM	Revisión: MTBE 02-B	REVISION

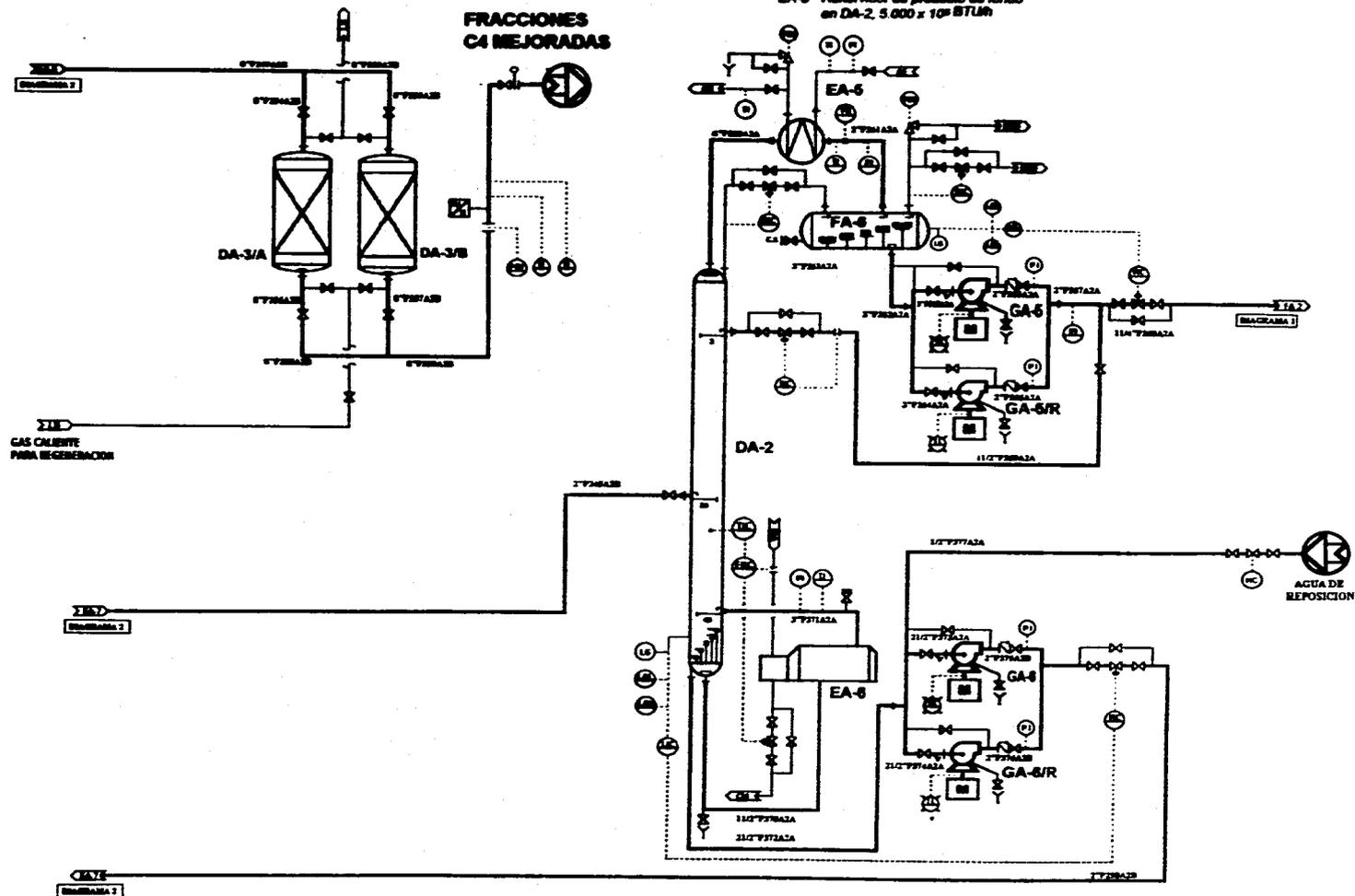
DA-3 Deshidratador de fracciones
A/B C-4 mejoradas

DA-2 Destilador de material recuperado,
48 etapas, L= 97.5 R, D= 2.75 R

EA-5 Condensador de producto de
domo en DA-2, -4.416 x 10⁶ BTU/h

FA-6 Tanque de condensado en DA-1,
L = 7.08 R, D = 3.0 R

EA-6 Reservidor de producto de fondo
en DA-2, 5.000 x 10⁶ BTU/h



GA-5 Bomba de producto de domo en
DA-2, 6.5 HP, 75 % eff.

GA-6 Bomba de producto de fondo en
DA-3, 3.0 HP, 75 % eff.

Revisión.	Descripción	RESPONSABLES:		PROCESO:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
		GOMEZ MONTOYA T. GERMAN		METIL TERBTUTIL ETER	
		TOQUERO TALAMANTES ROBERTO		LOCALIZACION:	
		DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION No.3/3			
		ESQUEMA 201	ALABADO 400	DISIENO MTHF 02-C	REVISION

7.5 DIAGRAMA DE LOCALIZACION DE EQUIPOS

La planeación de la distribución de las diferentes áreas dentro del complejo industrial así como la localización final de los equipos dentro de mismas unidades de proceso son el paso más importante que antecede a las actividades de la ingeniería de detalle y construcción.

Se consideran fundamentalmente dos planos que los ingenieros de proyecto, de proceso y diseñadores estructurales y de tubería deberán emitir y que son:

- a) Plano maestro de conjunto.- Muestra la localización de cada unidad de proceso, calles y edificios dentro de la superficie total del complejo industrial.
- b) Plano unitario de equipo.- Muestra la localización en vista de planta de cada uno de los equipos dentro de la superficie de la unidad de proceso.

Durante la elaboración de estos planos es necesario considerar los objetivos de buena operación, construcción económica, distribución funcional del equipo y edificios, mantenimiento planeado y eficiente y finalmente construcción estéticamente agradable y limpia.

A continuación mencionaremos algunas de las reglas generales más importantes que pueden aplicarse:

PLANO MAESTRO DE CONJUNTO

El predio de la planta se divide en bloques separados por calles. La localización de las calles se realiza tomando en cuenta los siguientes factores:

Topografía del terreno: El sistema de drenaje debe ser planeado inicialmente. A continuación se definen las calles y áreas destinadas a proceso y edificios eligiendo las áreas de mejores características de carga y menor requerimiento de nivelación. Las áreas de mayor nivel pueden usarse ventajosamente para almacenamiento para que sea posible la descarga por gravedad.

Vías de comunicación: Las oficinas y almacenes deberán tener libre acceso a la carretera. Los patios de los almacenes así como las áreas de carga de productos deberán estar convenientemente localizados en las inmediaciones de las vías de ferrocarril más cercanas. Si la planta tiene instalaciones para embarques marítimos, las áreas de almacenamiento de productos terminados deberá localizarse en la vecindad de los muelles a una distancia prudente que evite los incendios de los mismos.

Tipo de las unidades de proceso: Si una unidad de proceso alimentará a otra segunda unidad, éstas deberán ser adyacentes con el objeto de reducir costos de tubería y bombeo. El mantenimiento y la distribución de las instalaciones se simplifica situando las unidades semejantes en una misma sección de la planta.

Seguridad: Este apartado merece una revisión más detallada. La seguridad en una planta es el objetivo fundamental que se persigue en cada etapa del proyecto y juega un papel rector durante la elaboración de los diagramas de localización.

A continuación señalamos los puntos más importantes en que se aplican las normas de seguridad para la elaboración del plano maestro de conjunto.

Topografía y clima. Las zonas montañosas presentan ciertos riesgos durante posibles derrames que pueden extenderse a zonas vecinas más amplias y propagar el fuego en caso de sustancias inflamables.

Deberán considerarse los vientos dominantes en la distribución de la planta de manera que los gases tóxicos e inflamables puedan disiparse sin poner en peligro las vidas o la comodidad del personal de la planta o de los habitantes de las zonas vecinas.

Finalmente deberán considerarse otros fenómenos como las inversiones térmicas, cualquier área donde se presenten frecuentes inversiones por periodos de dos o tres días deben rechazarse para la localización de grandes complejos industriales.

División de la planta: Las unidades de proceso deben separarse no sólo para obtener una operación más eficiente y un mejor mantenimiento sino por razones de seguridad. Con la separación de las unidades de proceso es posible evitar la propagación de incendios y las explosiones, la división de la planta en manzanas facilita el acceso a todas las partes de la planta. La anchura de las calles puede variar entre 15 y 30 metros, deberán evitarse las calles cerradas para que se pueda llegar a cualquier parte de la planta por dos sitios distintos.

Aunque los caminos proporcionan un servicio a la planta también pueden constituir un peligro si no están bien planeados, muchos accidentes se han originado por vehículos que

han golpeado tanques o depósitos localizados erróneamente obstaculizando las vías internas de comunicación.

a) Servicios: Las áreas de producción y distribución de servicios en una planta deberán localizarse lo más alejado posible de las unidades de proceso.

Durante las emergencias producidas por incendios y explosiones, es indispensable la operación continua de la planta generadora de electricidad, la estación de bombeo de agua y la unidad generadora de vapor, por otro lado las plantas generadoras de electricidad y las calderas constituyen un riesgo real de fuente de ignición por lo que deberán alejarse o aislarse de las unidades de proceso que manejen productos inflamables.

b) Servicios generales: La planta de energía, talleres, almacén, cafetería y vestidores deberán estar localizados no solamente para eficiencia máxima y conveniencia sino también para evitar al máximo la interferencia con los procesos de operación. La economía de construcción, operación y expansión futura para cada arreglo propuesto determinará el plano más aceptable.

Edificios: Las oficinas, talleres mecánicos y laboratorios deben localizarse tan alejados como sea posible de las unidades de proceso.

Debido a que las llamas y las chispas son comunes en los talleres y laboratorios, es necesario considerar la dirección del viento, también es recomendable separar estos edificios de las unidades de proceso, las bodegas y los servicios de carga deben localizarse en los linderos de la propiedad de la planta para que tengan fácil acceso de los caminos públicos y queden tan lejos como sea posible de las áreas de posible peligro.

Distribución del equipo: Una de las reglas principales para distribución del equipo es que en una unidad, cualquier operador debe disponer de dos rutas de escape desde cualquier punto, en lugares extremadamente peligrosos se construirán resbaladeros de escape para alejarse con rapidez. El equipo se debe distribuir de manera que permita realizar con facilidad el mantenimiento y la limpieza, para protección del personal, los equipos deben localizarse a recomendaciones ingenieriles de distancia. Como regla general, cuánto más sencilla es la distribución, más segura es la unidad facilitándose además la pronta acción en caso de emergencias.

Muros contra incendio: Se deberán utilizar muros de concreto para proteger al personal del equipo de operación que pudiera explotar o causar incendios, deberán construirse barreras o diques contra incendio alrededor de tanques de almacenamiento que contengan materias inflamables.

Estos muros son especialmente necesarios cuando las materias inflamables tienden a derramarse al hervir, en estos casos el dique contra incendio deberá contener 1.5 veces la capacidad del producto almacenado en el recipiente mayor, evitando que el fuego se propague a otras partes de la planta.

Las unidades donde se procesan grandes cantidades de inflamables con frecuencia se pavimentan y se encierran en muros de poca altura de 30 a 60 cm, si un depósito se rompe, estos muros detendrán el material inflamable y evitara la propagación del fuego.

En algunas unidades de proceso se puede proyectar el sistema de drenaje de manera que evacue y conduzca a un lugar apropiado de forma rápida estos derrames evitando la necesidad de los muros contra incendio.

PLANO UNITARIO DE LOCALIZACION DE EQUIPO

Los planos unitarios se preparan en forma similar al plano maestro de conjunto, excepto que los detalles son mayores debido al gran número de elementos que forman la unidad de proceso, en esta etapa se emplean los modelos a escala y su desarrollo es de gran ayuda para el progreso del proyecto.

Concretamente, los pasos a seguir en la preparación de los planos unitarios son:

1. Listado de todos los equipos mayores, tales como recipientes, cambiadores de calor, bombas y compresores indicando el tamaño y peso de cada uno.
2. Determinación de los equipos que deberán instalarse a elevación. Por lo general, la elevación del equipo es determinada por los requisitos de succión de las bombas o algunos otros requisitos del proceso mismo. La elevación del equipo es siempre costosa y deberá hacerse estrictamente por necesidad de operación satisfactoria del proceso.
3. Estudio de los procesos de flujo y procedimientos de operación. La secuencia de flujo y la función de cada pieza de equipo deberá ser entendida completamente de tal manera que su distribución en el plano sea funcional.
4. Determinación de los métodos de mantenimiento de cada pieza de equipo de tal manera que los equipos que requieran mantenimiento frecuente sean de acceso fácil.

5. Estudio de todos los peligros de operación, de tal manera que pueda preverse la distribución más segura del equipo.

6. Planeación de las áreas de trabajo del equipo de acuerdo con las siguientes reglas:

a. No se acerquen las bombas a menos de tres pies, espacios menores dificultan el mantenimiento

b. El equipo con partes cambiables debe estar distribuido de tal manera que las partes puedan quitarse sin desmantelar grandes longitudes de tubería o tener que mover otros equipos, es necesario contar con espacio para el acceso libre de grúas móviles.

c. Recordar que las cimentaciones como las zapatas a menudo exceden las dimensiones del equipo que soportan, por tanto el tamaño de los equipos como de las cimentaciones deben ser tomados en cuenta.

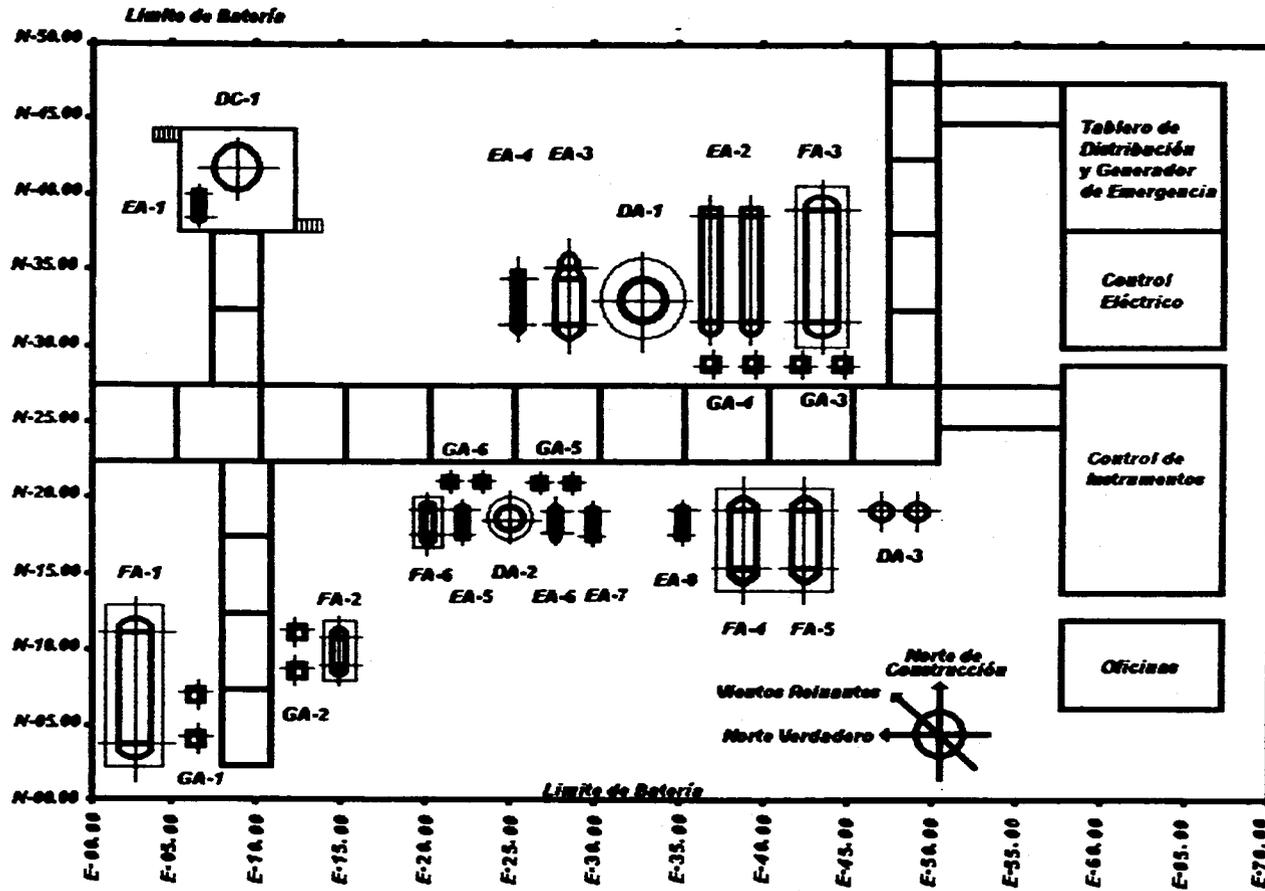
Finalmente debemos mencionar que la preparación de los planos de localización de equipos debe seguir recomendaciones ingenieriles estrictas en cuanto a la separación entre cada uno de los equipos en particular, por ejemplo: separación bomba - intercambiador de calor, intercambiador - reactor, torres - bombas, etc., considerando la distancia de cada una de ellas, además de tomar en cuenta el juicio basado en la experiencia.

Estos planos deben desarrollarse por un grupo de ingenieros que serán los más experimentados y capacitados que expondrán las ventajas y desventaja de cada arreglo.

**7.6 DIAGRAMA DE LOCALIZACION
PARA LA PLANTA DE MTBE**

LISTA DE EQUIPOS

Clave	Descripción	Capac.
DA-1	Destilador de producto principal MTBE	33 etapas L = 100 ft D = 60"
DA-2	Destilador de metanol de recuperación	49 etapas L = 97.5 ft D = 2.75 ft
DA-3	Deshidratador de fracc C-4 mejoradas	
DC-1	Reactor catalítico de síntesis de MTBE	
EA-1	Calentador de mezcla de reacción C4/metOH	2,663 x 10 ⁶ BTU/h
EA-2	Condensador de producto de domo en DA-1	-41,191 x 10 ⁶ BTU/h
EA-3	Rehervidor de producto de fondo en DA-1	43,556 x 10 ⁶ BTU/h
EA-4	Enfriador de producto principal MTBE	2,283 x 10 ⁶ BTU/h
EA-5	Condensador de producto de domo en DA-2	-4,416 x 10 ⁶ BTU/h
EA-6	Rehervidor de producto de fondo en DA-2	5,000 x 10 ⁶ BTU/h
EA-7	Calentador producto pesado de extracción	0,834 x 10 ⁶ BTU/h
EA-8	Enfriador de agua de extracción	0,880 x 10 ⁶ BTU/h
FA-1	Tanque de balance de fracciones C-4	L = 28.92 ft D = 7.0 ft
FA-2	Tanque de balance de metanol	L = 9.01 ft D = 3.5 ft
FA-3	Tanque de condensado en DA-1	L = 29.10 ft D = 7.0 ft
FA-4	Separador liq-liq primera fase de extracción	L = 13.8 ft D = 4.0 ft
FA-5	Separador liq-liq segunda fase de extracción	L = 13.2 ft D = 4.0 ft
FA-6	Tanque de condensado en DA-1	L = 7.08 ft D = 3.0 ft
GA-1	Bomba de entrada de fracciones C-4	6.5 HP 75 % eff.
GA-2	Bomba de entrada de metanol	3.5 HP 75 % eff.
GA-3	Bomba de producto de domo en DA-1	1.0 HP 75 % eff.
GA-4	Bomba de producto de fondo en DA-1	7.5 HP 75 % eff.
GA-5	Bomba de producto de domo en DA-2	6.5 HP 75 % eff.
GA-6	Bomba de producto de fondo en DA-3	3.0 HP 75 % eff.



Revisión.	Descripción	RESPONSABLES:	PROCESO:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
		GÓMEZ MONTOYA T. GERMAN TOQUERO TALAMANTES ROBERTO	METIL TERTBUTIL ETHER	
			LOCALIZACION:	DIAGRAMA DE LOCALIZACION DE EQUIPOS
				REVISION

CONCLUSIONES

- 1) La contaminación ambiental es una consecuencia negativa que enfrentan las civilizaciones como producto de la modernidad y la generación de satisfactores.

En este contexto, el MTBE aplicado a la formulación de gasolinas, representa una opción factible para contribuir a la solución del problema de la contaminación del aire, siendo sus principales efectos la disminución por sustitución, de las emisiones de plomo y el mejoramiento de la combustión mediante la reducción de las emisiones de hidrocarburos, monóxido de carbono y óxidos de nitrógeno.

Adicionalmente el MTBE presenta importantes ventajas en materia de reducción de consumo de petróleo y su procesamiento permite obtener subproductos muy valiosos como materia prima para la petroquímica.

- 2) Las estadísticas económicas, nos indican que a nivel mundial se observa una tendencia al incremento en el consumo y al mejoramiento de las gasolinas libres de plomo.

El MTBE encabeza la lista de compuestos oxigenados que se recomiendan como vía para cumplir con las normas de reformulación de gasolinas y niveles máximos de emisiones, por lo que se prevé un importante incremento en su consumo, destacando principalmente el Mercado Estadounidense y Europeo.

Se estima que los países tradicionalmente exportadores de petróleo como Saudi Arabia, Irak, Irán, México, Venezuela y países del norte de África, jugarán un papel muy importante como productores y exportadores de MTBE.

- 3) Nuestro País, es considerado como un importante consumidor potencial de MTBE debido principalmente a los esfuerzos por frenar el deterioro ambiental en la Ciudad de México y al aumento en el consumo de gasolina oxigenada provocado por la implementación del convertidor catalítico.

Desde 1991 la mayor parte del MTBE consumido en México se compra en el extranjero. El interés económico de procesarlo con recursos propios ha venido aumentando hasta convertirse en una realidad, contando a estas fechas con algunas plantas habilitadas y nuevos proyectos de construcción de plantas procesadoras de MTBE en varias de las principales refinerías de nuestro País.

- 4) Este trabajo, representa una propuesta con fundamentos técnicos que puede dar origen a estudios técnicos y económicos más profundos encaminados a integrar, anteproyectos para la producción de MTBE.

En base a la información de dominio público, se ha propuesto un diagrama simplificado de proceso para la producción de MTBE a partir del isobutileno contenido en corrientes provenientes de reformado catalítico y que se identifica con los esquemas de las compañías IFP y ARCO.

Consideramos adecuada esta propuesta ya que es congruente con la disponibilidad de materias primas en las refinerías de nuestro País.

Sin embargo no debe descartarse la posibilidad de estudiar con detenimiento las tecnologías de procesamiento integral de MTBE a partir de butano. En el futuro, es probable que estas tecnologías representen la única opción viable ante la enorme demanda de MTBE prevista para los países Europeos y Estados Unidos.

- 5) El balance de materia y energía logrado por medio del simulador de procesos nos muestra que los resultados obtenidos tienen una aceptable correspondencia con la información tecnológica del sistema Metanol-Fracciones C4-MTBE.

Los conceptos desarrollados en las bases de diseño y los resultados de la simulación han sido reflejados en los diagramas de Flujo de Proceso, Tubería e Instrumentación y Localización de Equipos.

Estos diagramas contienen la información mínima requerida para interpretar y visualizar los requerimientos y condiciones de operación aproximadas de la unidad de procesamiento de MTBE propuesta.

A través de estos documentos, el estudiante tiene disponibles una serie de criterios de uso común y útiles para la elaboración de los principales diagramas de Ingeniería Básica y el dimensionamiento preliminar de equipos.

- 6) La información descriptiva acerca de algunos de los simuladores de proceso más conocidos en México, nos indican que hemos utilizado una herramienta actualizada y de amplia aplicación en los medios especializados.

Sin embargo no debe perderse de vista el hecho de que el desarrollo de mejores simuladores avanza a pasos agigantados y existen actualmente simuladores muy superiores en especial en lo que concierne a la simulación en estado transiente, por lo que este trabajo puede ser la pauta para optimizar la simulación del caso propuesto y obtener mucha mayor información empleando otros simuladores.

La utilidad del simulador ha quedado comprobada en cuanto a su capacidad de aplicación, facilidad de operación y por la correspondencia que guardan los resultados con los datos teóricos y la información tecnológica del producción del Metil Terbutil Eter.

Lo anterior representa una invitación a los estudiantes para buscar el uso de este tipo de herramientas que permitirá realizar sus trabajos con un mayor grado de acercamiento hacia los procedimientos usados en el campo de trabajo.

APENDICE A CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO.

A.1. CRITERIOS PARA DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS

Tabla A.1 Líquidos en general

	DIAM. NOMINAL (pulgadas)	VELOCIDAD (pie/seg)	ΔP 100 (psi)
Succión de bombas (Líquido saturado)	2" o menor	0.5 - 1.5	0.05 - 0.25
	3" -- 8"	1.5 - 2.5	0.05 - 0.25
	10" -- 20"	2.5 - 3.5	0.05 - 0.50
	20"	3.5 - 4.0	0.05 - 0.50
Succión de bombas (Líquido subenfriado)	2" o menor	1.0 - 2.0	0.10 - 1.00
	3" -- 8"	2.0 - 4.0	0.10 - 1.00
	10" -- 20"	3.0 - 6.0	0.10 - 1.00
	20"	6.0 - 8.0	0.10 - 2.00
Descarga de bombas	2" o menor	1.0 - 4.0	1.00 - 4.00
	3" -- 8"	5.0 - 8.0	1.00 - 3.00
	10" -- 20"	8.0 - 10.0	1.00 - 3.00
	20"	10.0 - 15.0	1.00 - 2.00
Bajante líquido de rehervidor		1.0 -- 4.0	0.15
Líneas de refrigerantes		2.0 -- 4.0	0.14
Alimentación a enfriadores		6.0	
Residuo de fondos de una torre		4.0 -- 6.0	0.60
Alimentación a torres fraccionadoras		4.0 -- 6.0	
Salida de un condensador		3.0 -- 5.0	0.50

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo(16)

Tabla A.2 Gases y Vapores

DIAM. NOMINAL (pulgadas)	VELOCIDAD (pie/seg)	ΔP 100 (psi)
P < 0 psig		0.10
0 < P < 50 psig		0.15
50 < P < 150 psig		0.30
150 < P < 200 psig		0.60
200 < P < 500 psig		1.50
P > 500 psig		2.00
 Líneas de entrada a un condensador	 25.0 -- 100.0	
 Entrada a una turbina de gas	 120.0 -- 320.0	 3.0
 Succión de un compresor		 0.5
 Descarga de un compresor	 100.0 -- 250.0	 1.0
 Cabezales de distribución General		 0.5
 Vapor del domo de un fracccionador		
P _ 10 psig	125 -- 200	0.10
P _ 10 psig	125 -- 200	0.50

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo(16)

Tabla A.3 Agua

	DIAM. NOMINAL (pulgadas)	VELOCIDAD (pie/seg)	ΔP 100 (psi)
Líneas de drenes	2" o menor	3.0 - 4.0	
	3" - 10"	3.0 - 5.0	
Alimentación a calderas	2" o menor	3.0 - 4.0	
	3" -- 8"	5.0 - 8.0	
	10" -- 20"	8.0 - 10.0	
	20"	10.0 - 15.0	
Agua de enfriamiento (grandes cabezales) (ramales y cabezales chicos)		15.0	0.5 - 2.0
		6.0	
VAPOR DE AGUA			
	0 P 50 psig		0.25
	50 P 150 psig		0.50
	150 P 300 psig		1.00
	300 P 500 psig		1.50
	P 500 psig		1.50
Líneas de más de 600'			0.50
Líneas de menos de 600'			1.00
Ramales pequeños			2.50
Entrada a turbinas		120 -- 320	3.00
Entrada a máquinas y bombas reciprocantes		15.0	
LÍNEAS DE VAPOR DE DESCARGA (P > 1 ATM)			
Vapor saturado	3" o menor	90.0	
	4"	120	
	6"	180	
	mayor de 6"	200	
Vapor sobrecalentado	3" o menor	90.0	
	4"	120.0	
	6"	180.0	
	mayor de 6"	250.0	

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo(16)

Tabla A.4 Gases y Vapores.

DIAM. NOMINAL (pulgadas)	VELOCIDAD (pie/seg)	ΔP 100 (psi)
Gas combustible a quemadores		Δ P 100 = 0.5% la P del quemador
Ramales y cabezales de descarga (vapor de agua)		Δ P 100 = 1.5
Acetileno	67.0	
Aire (0-30 psig)	67.0	
Amoniaco	100.0	
Bromo	34.0	
Cloro	34 - 84	
Cloroformo	34.0	
Etileno	100.0	
Hidrógeno	67.0	
Acido clorhídrico	67.0	
Cloruro de metilo	67.0	
Gas natural	100.0	
Oxígeno a temperature ambiente	30.0	
Oxígeno a temperatura baja	67.0	
Bióxido de azufre	67.0	

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo(18)

Tabla A.5 Líquidos corrosivos y/o erosivos.

	VELOCIDAD (pie/seg)	MATERIALES RECOMENDADOS
Dietanolamina o monoetanolamina	3	Acero
Amoniaco	6	Acero
Benceno	6	Acero
Bromo	4	Acero
Cloruro de calcio	4	Acero
Tetracloruro de carbono	6	Acero
Cloro seco	5	Acero
Cloroformo	6	Cobre o Acero
Dicloruro de etileno	6	Acero
Etilen glicol	6	Acero
Cloruro de metilo	6	Acero
Aceite lubricante	6	Acero
Percloro etileno	6	Acero
Propilen glicol	5	Acero
Solución de cloruro de sodio	5	Acero
Hidróxido de sodio		
(0-30%)	6	Acero-Níquel
(30-50%)	5	Acero-Níquel
(50-73%)	4	Acero-Níquel
Estireno	6	Acero
Acido sulfúrico		
(82-93%)	4	Acero inoxidable
(93-100%)	4	Fierro colado Acero
Tricloruro de etileno	6	Acero
Cloruro de vinilo	6	Acero
Agua fenólica	3	Acero
Agua salada	6	Acero
Amina rica en CO ₂	3	Acero
Agua salada	15	Recubrimiento con cemento o esmalte de brea de hulla.
Azufre fundido	1	Δ P 100 max = 1.5
Acido nítrico 60 %	4	

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo(18)

A.2. DIMENSIONAMIENTO DE COLUMNAS DE DESTILACION

Básicamente existen dos dimensiones a determinar para las torres de destilación, una es el diámetro y la otra es la altura.

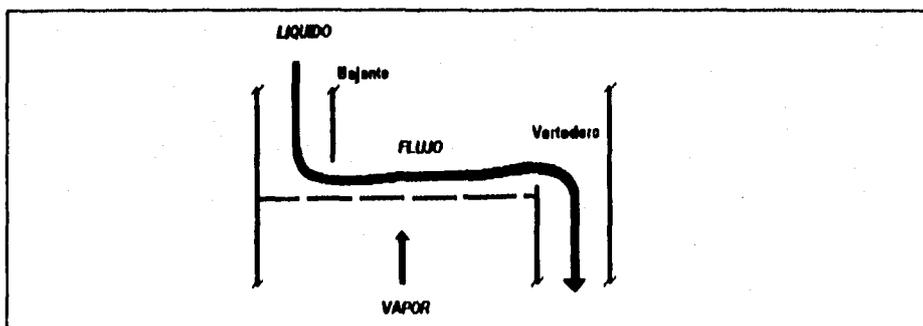
La altura de la torre depende del numero actual de etapas requeridas para lograr la separación y del espaciamiento entre cada una de estas etapas o platos, más las tolerancias en el domo y el fondo de la columna que permiten la evacuación del gas y un tiempo de residencia al líquido en el fondo respectivamente.

El diámetro de la columna no es función de la transferencia de masa como tal. Principalmente es función de los flujos hacia arriba y hacia abajo dentro de la columna.

A.2.1. TIPOS DE PLATOS

Al hablar de columnas de destilación diremos que están normalmente constituidas por etapas o platos los cuales sirven como dispositivos de contacto entre las corrientes de vapor y el líquido que se transportan hacia arriba y hacia abajo de la columna, cabe mencionar que las torres de diámetros menores a 24" pueden normalmente usar empaques y se llaman columnas de destilación empacadas. La forma como opera un plato en una torre se ilustra en la figura A.2.1

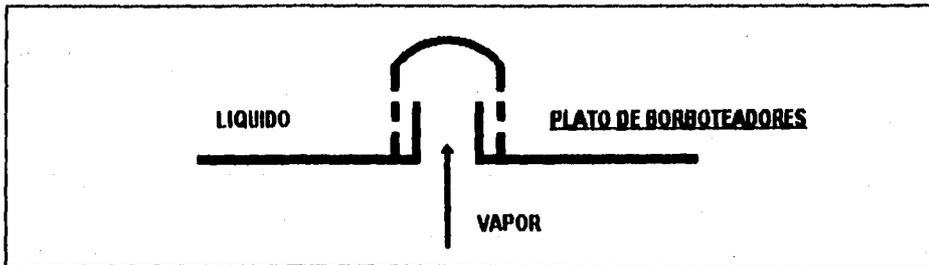
Figura A.2.1 Operación de los platos en una columna de destilación.



El propósito del plato es asegurar que el líquido y el vapor que entran a la etapa logren un contacto intimo tal que al salir, el líquido que abandona la etapa esté lo más cerca posible del equilibrio con el vapor que va a la etapa superior siguiente.

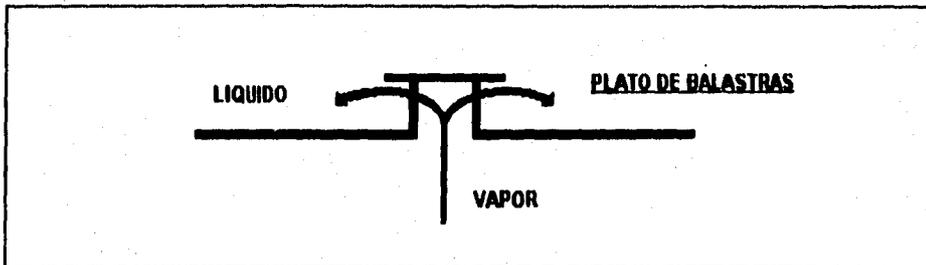
Un ejemplo de como se obtiene el contacto vapor líquido es por medio de un borboteador que se muestra a continuación. Figura A.2.2

Figura A.2.2 Plato de borboteador



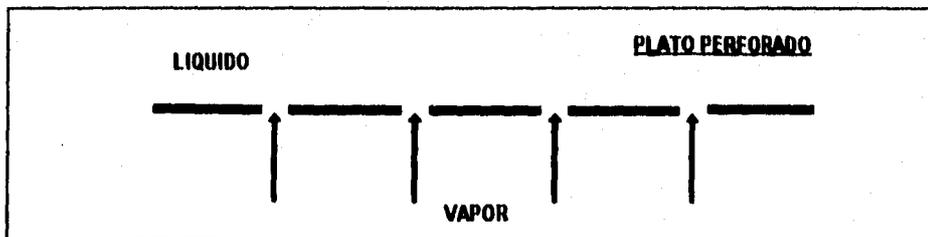
En otros platos son comunes las válvulas tipo balastra que se muestra a continuación. Figura A.2.3.

Figura A.2.3. Plato con válvulas tipo balastra.



El tipo más común de platos es el de tipo perforado, que presenta agujeros a través de los cuales el vapor puede pasar. Figura A.2.4.

Figura A.2.4. Plato perforado



A.2.2. SELECCION DEL TIPO DE PLATOS

La selección del tipo de platos depende del servicio. Los platos perforados normalmente tienen la mayor capacidad con menos flexibilidad en el servicio, su rango de operación es limitado debido al goteo, también pueden presentar serios problemas cuando se emplean para servicios con fluidos sucios o corrosivos.

Los platos con borboteadores son los siguientes en capacidad y tienen un amplio rango de operación, pueden ser diseñados de manera que operen bien en servicios sucios, son los más antiguamente usados pero han sido reemplazados por los de mayor capacidad, sin embargo todavía esta muy difundida su aplicación. Ejemplos de usos generales de los tipos de platos descritos se presentan a continuación.

Tabla A.2.1 Usos Generales de los distintos tipos de platos

MEA y DEA y otros procesos de endulzamiento de solventes	Todas las torres nuevas emplean platos con borboteadores
Estabilizadores de condensados	Todas las torres nuevas emplean platos con borboteadores
LPG y fraccionadoras	Platos perforados son siempre usados.

Fuente: Computer aided process design⁽⁵⁰⁾

A.2.3. COMPARACION DE LOS TIPOS DE PLATOS

La comparación de los platos con borboteadores y los platos perforados la resumimos en la siguiente figura:

Tabla A.2.2. Comparación de los tipos de plato.

	PLATOS CON BORBOTEADORES	PLATOS PERFORADOS
CAPACIDAD DEL FLUJO DE VAPOR	20-50 %	20-40 %
EFICIENCIA	5-10 % MAYOR	10 % MAYOR
SERVICIO EN FLUJOS SUCIOS	BUENO	POBRE
COSTO RELATIVO	2/3	2/3

Fuente: Computer aided process design⁽⁵⁰⁾

A.2.4. DETERMINACION DEL DIAMETRO

Para lograr alta eficiencia en las operaciones gas-líquido se requieren lagunas de líquido profundas en la superficie de los platos y velocidades relativamente elevadas de gas. Sin embargo, estas condiciones provocan algunas dificultades, como es la entrada de líquido en la corriente ascendente de gas, el líquido acarreado de esta forma hacia la parte superior de la torre, reduce el cambio de concentración que realizado por transferencia de masa y por tanto afecta la eficiencia del plato.

Las profundidades elevadas de líquido como las velocidades elevadas de gas producen grandes caídas de presión, entre varios inconvenientes de esta consideración se cuenta la generación de problemas de operación que conducen directamente a las inundaciones.

La correcta determinación del diámetro de la columna deberá garantizar una buena eficiencia en la operación de los platos y evitar la presencia de estos fenómenos negativos en el desempeño de la columna.

A) ARRASTRE

Es una situación inoperante en la cual las altas velocidades del gas acarrearán el líquido en forma de espuma, en este caso, la espuma persiste en todo el espacio entre los platos y una gran cantidad de líquido es acarreada por el gas de un plato a otro superior, esta es una condición exagerada de entrada del líquido al gas. El líquido acarreado de esta forma recircula entre los platos, y la carga adicional de líquido aumenta de tal manera la caída de presión del gas que causa inundación.

El arrastre de partículas de líquido de una etapa a otra es causado por una velocidad elevada del gas en columnas que tienen alta carga de flujo gaseoso, situación que se ve favorecida cuando el espacio disponible entre etapas es limitado. Generalmente se recomienda manejar espaciamientos entre platos de al menos dos pies (24"), sin embargo pueden usarse 18 pulgadas en platos perforados aplicados a fluidos no espumosos.

B) INUNDACION

Al aumentar la diferencia de presión debida al aumento de rapidez del flujo de gas o de líquido, el nivel en la tubería de descenso aumentará para permitir que el líquido entre al plato inferior, finalmente el nivel de líquido puede alcanzar el nivel del plato inferior. Un incremento mayor ya sea en flujo del gas o del líquido agrava rápidamente la

condición, y el líquido puede llenar todo el espacio entre los platos, entonces la torre queda inundada. La eficiencia de los platos disminuye a un valor muy bajo, el flujo del gas es errático y el líquido puede forzarse hacia la tubería de salida en la parte superior de la torre.

A continuación ejemplificamos el dimensionamiento de las columnas del proceso de MTBE, el procedimiento de cálculo se basa en la ecuación de máxima velocidad másica de vapor permitida (G_{MAX}) la cual se expresa como:

$$G_{max} = C (\rho_V \times (\rho_L - \rho_V))^{1/2} \quad \text{En donde:}$$

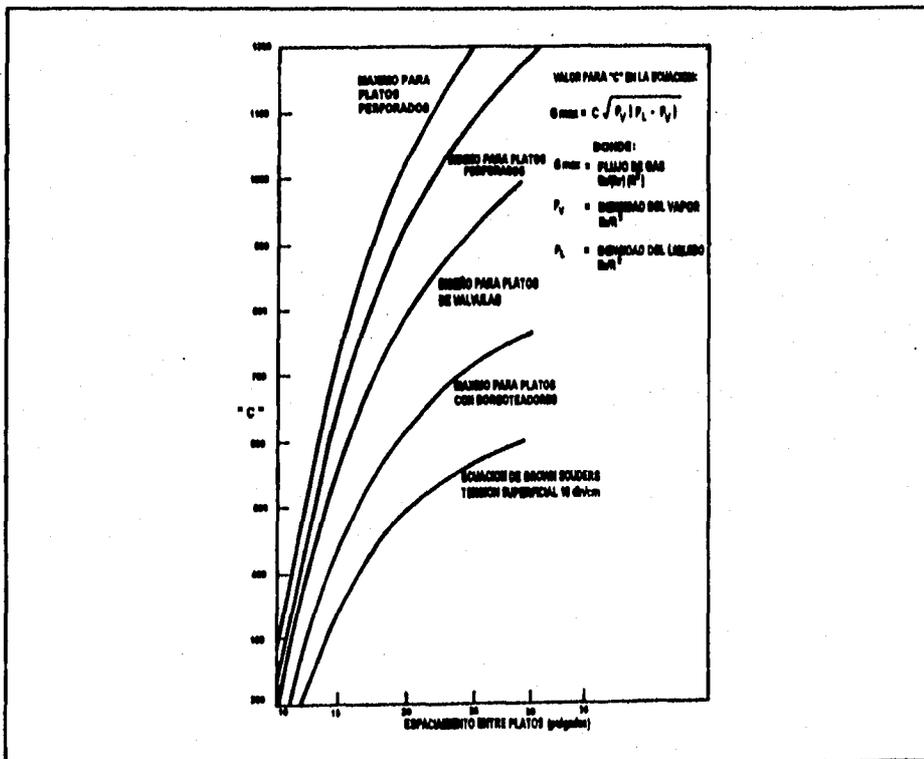
G_{max} = Máxima velocidad másica superficial permitida, (Lb/Hr pie²).

ρ_L = Densidad del líquido a las condiciones de la torre, (lb/ft³).

ρ_V = Densidad del vapor a las condiciones de la torre, (lb/ft³).

C = Constante (fig. B.2.5) dependiente del tipo de plato su espaciamento.

Figura B.2.5. Cálculo de la constante "C" para dimensionamiento de columnas.



Fuente: Computer aided process design(50)

A.2.5. DIMENSIONAMIENTO DE COLUMNA DA-1

DATOS

	<u>Datos de etapa 2</u>	<u>Datos de etapa 33</u>
Flujo de vapor:	$Mv_2 = 273\,005.54 \text{ lb/hr}$	$Mv_{33} = 417\,682.45 \text{ lb/hr}$
Densidad del vapor ρ_v :	1.22 lb/pie^3	1.80 lb/pie^3
Densidad del liquido ρ_L :	33.70 lb/pie^3	36.41 lb/pie^3

CALCULOS

1.- Constante C= 1062

Espaciamiento entre platos = 2 pies (24"), plato perforado)

2.- Cálculo de velocidad máx de vapor.

$$G_{\max} = C (\rho_v * (\rho_L - \rho_v))^{1/2}$$

$$G_{\max} \text{ etapa 2} = 6,685.17 \text{ lb/h-pie}^2$$

$$G_{\max} \text{ etapa 33} = 8,382.27 \text{ lb/h-pie}^2$$

3.-Cálculo de área transversal necesaria.

$$A = Mv / G_{\max}$$

$$A_2 = 273,005.54 / 6,685.17 = 40.84 \text{ pie}^2$$

$$A_{33} = 417,682.45 / 8,382.27 = 49.83 \text{ pie}^2$$

4.- Cálculo del diámetro.

$$D = ((4 * A) / 3.1416)^{1/2}$$

$$D_2 = ((4 * 40.84) / 3.1416)^{1/2} = 7.21 \text{ pies}$$

$$D_{33} = ((4 * 49.83) / 3.1416)^{1/2} = 7.97 \text{ pies}$$

Ajuste: 8.0 pies

5.- Cálculo de la altura

Tolerancia en domo: 6 pies

Tolerancia en fondo: 12 pies

Espaciamiento entre platos: 2 pies

Número de etapas ideales: 34

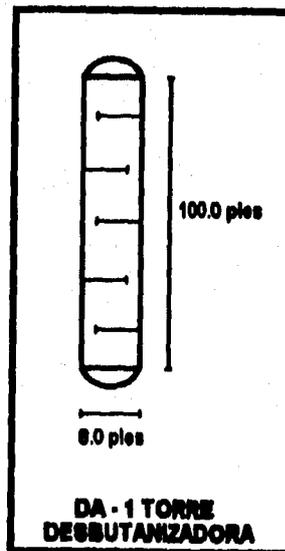
Número de etapas reales: $34/0.8 = 43$ (aprox.)

Altura = $6 + 12 + (2 * 41) = 100$ pies

6.- Dimensiones finales:

Diámetro: 8.0 pies

Longitud T-T: 100 pies



A.2.6. DIMENSIONAMIENTO DE COLUMNA DA-2

DATOS

	<u>Datos de etapa 2</u>	<u>Datos de etapa 49</u>
Flujo de vapor:	$Mv_2 = 9,367.78 \text{ lb/hr}$	$Mv_{33} = 5,612.74 \text{ lb/hr}$
Densidad del vapor ρ_v :	0.08 lb/pie^3	0.06 lb/pie^3
Densidad del líquido ρ_L :	46.94 lb/pie^3	57.85 lb/pie^3

CALCULOS

1.- Constante C= 900 ⁽⁵⁰⁾
(Espaciamento entre platos - 1.5 pies (18"), platos perforados)

2.- Cálculo de velocidad max de vapor.

$$G_{\max} = C (\rho_v * (\rho_L - \rho_v))^{1/2}$$

$$G_{\max \text{ etapa 2}} = 1,742.56 \text{ lb/h-pie}^2$$

$$G_{\max \text{ etapa 49}} = 1,675.74 \text{ lb/h-pie}^2$$

3.-Cálculo de área transversal necesaria.

$$A = Mv / G_{\max}$$

$$A_2 = 9,367.78 / 1,742.56 = 5.38 \text{ pie}^2$$

$$A_{49} = 5,612.74 / 1,675.88 = 3.35 \text{ pie}^2$$

4.- Cálculo del diámetro.

$$D = ((4 * A) / 3.1416)$$

$$D_2 = ((4 * 5.38) / 3.1416)^{1/2} = 2.62 \text{ pies}$$

$$D_{49} = ((4 * 3.35) / 3.1416)^{1/2} = 2.07 \text{ pies}$$

Ajuste: 2.75 pies

5.- Cálculo de la altura

Tolerancia en domo: 2 pies

Tolerancia en fondo: 4 pies

Espaciamento entre platos: 1.5 pies

Número de etapas ideales: 50

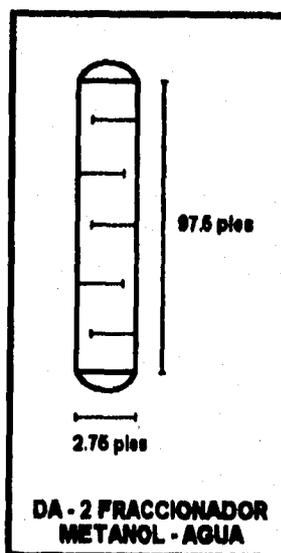
Número de etapas reales: $50/0.8 = 63$

Altura = $2 + 4 + (1.5 * 61) = 97.5 \text{ pies}$

6.- Dimensiones finales:

Diámetro: 2.75 pies

Longitud T-T: 97.5 pies



A.3. SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO⁽⁵⁾.

A.3.1. GENERALIDADES

Estos recipientes se emplean para separar por gravedad dos líquidos inmiscibles de densidades diferentes esencialmente libres de vapor. Para lograr una buena separación en este tipo de recipientes, el tiempo de retención para la fase líquida debe ser mayor que el tiempo requerido para romper la emulsión formada en ambas fases.

Los recipientes horizontales proporcionan una relación de retención/tiempo de asentamiento mayor que los verticales por lo que los separadores líquido-líquido, normalmente son horizontales. Las aplicaciones típicas de proceso que requieren de este tipo de separadores son:

- Sistemas de lavado cáustico de hidrocarburos.
- Sistemas de lavado acuoso de hidrocarburos.
- Sistemas de extracción por solventes.
- Sistemas de endulzamiento de líquidos.

A.3.2. CRITERIOS DE DISEÑO

En la separación por asentamiento de dos fases líquidas de densidades marcadamente diferentes, las gotas de la fase pesada tienen una tendencia a caer y separarse de la fase ligera bajo la influencia de la gravedad, estas gotas de líquido pesado salen del líquido ligero por asentamiento libre.

Se aplica un mecanismo análogo a la separación de las gotas de líquido ligero que pueden estar presentes en el grueso de la fase pesada, excepto que en este caso el movimiento de la gota es hacia arriba y la fuerza de arrastre friccional creada por este movimiento, se opone a las fuerzas ascendentes en lugar de la fuerza de gravedad.

El objetivo de estos recipientes es lograr una separación eficiente y no dar un excesivo volumen de residencia, una vez diseñado el equipo, pueden instalarse ciertos arreglos mecánicos tales como mamparas.

Para los tamaños de partícula que se encuentran comúnmente en operaciones industriales de separación líquido-líquido, la ecuación basada en la Ley de Stokes, dará la velocidad de asentamiento libre de las gotas de un líquido que abandonan otra fase líquida continua.

$$V_a = K_s \frac{(\rho_{II} - \rho_L)}{\mu_c}$$

Siendo:

V_a : velocidad de asentamiento (cm/seg); sin exceder 0.42 cm/seg.

ρ_{II} : densidad de la fase líquida pesada (g/cm³)

ρ_L : densidad de la fase líquida ligera (g/cm³)

μ_c : viscosidad de la fase continua (cp)

K_s : $5.45 \cdot 10^3 \cdot d_p^2$

d_p^2 : tamaño de partícula (cm)

El tamaño de partícula es una dimensión que no se encuentra generalmente disponible. En la tabla A.3.1 se encontrarán algunos valores obtenidos experimentalmente del tamaño de partícula en operaciones industriales comunes.

Figura A.3.1. Tamaños de partícula en sistemas binarios.

FASE LIGERA	FASE PESADA	d_p (cm)	K_s
HC LIGEROS DE DENSIDAD MENOR A 0.85 g/cm ³	AGUA O SOLUCION DE SOSA	0.0127	0.8790
AGUA	FURFURAL	0.0089	0.4317
MEK	AGUA	0.0089	0.4317
SECBUTANOL	AGUA	0.0089	0.4317
MIBK	AGUA	0.0089	0.4317
NONANOL	AGUA	0.0089	0.4317

FUENTE: Alvarez Fuser, Diseño de Equipo: Tanques y Recipientes⁽⁵⁾

El diseño deberá cumplir con el requisito de que para cada fase líquida continua, el tiempo de residencia será mayor que el tiempo de asentamiento que necesitan las gotas de líquido disperso para separarse.

El criterio que se seguirá es que el tiempo de residencia sea el doble que el tiempo de asentamiento, la altura mínima de asentamiento para cada fase es de un pie.

En algunos casos, el asentador líquido-líquido no es la solución apropiada para llevar a cabo la separación eficientemente, por lo que deberá considerarse otro tipo de equipo, algunos de estos casos se presentan a continuación:

- A) Sistemas en donde una de las fases está finamente dispersa y constituye menos del 2 % del flujo total.
- B) Sistemas donde la diferencia de densidades es menor al 10 % de la densidad del líquido pesado.
- C) Sistemas con tendencia excesiva a la formación de espuma.

A continuación se presenta la tabla de esfuerzos permisibles comúnmente usada en el cálculo y diseño de recipientes.

PROPERTIES OF MATERIALS CARBON & LOW ALLOY STEEL												
Maximum Allowable Stress Values in tension 1000 psi												
SPECIFICATION		For Metal Temperature Not Exceeding Deg. F ^a										
NUMBER	GRADE	-20 to 650	700	750	800	850	900	950	1050	1100	1150	1200
SA-283	C	12.6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-285	C	13.7	13.2	12.0	10.2	8.3	6.5	-	-	-	-	-
SA-515	55	13.7	13.2	12.0	10.2	8.3	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	60	15.0	14.3	12.9	10.8	8.6	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	65	16.2	15.5	13.8	11.4	8.9	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	70	17.5	16.6	14.7	12.0	9.2	6.5	4.2	2.5	-	-	-
SA-516	55	13.7	13.2	12.0	10.2	8.3	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	60	15.0	14.3	12.9	10.8	8.6	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	65	16.2	15.5	13.8	11.4	8.9	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	70	17.5	16.6	14.7	12.0	9.2	6.5	4.2	2.5	-	-	-
SA-105		17.5	16.6	14.7	12.0	9.2	6.5	4.2	2.5	-	-	-
SA-181	I	15.0	14.3	12.9	10.8	8.6	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-350	LF1	15.0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	LF2	17.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-53	B	15.0	14.3	12.9	10.8	8.6	6.5	-	-	-	-	-
SA-106	B	15.0	14.3	12.9	10.8	8.6	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-193	B7 _s 2 1/2"	25.0	25.0	23.6	21.0	17.0	12.5	8.5	4.5	-	-	-
SA-194	2H	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-307	B	7.0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Fuente: PAUL BUTHOD/EUGENE F. MEGYESY. PRESSURE VESSEL HANDBOOK
Third Edition, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc, 1973, Tulsa, Oklahoma

A.3.3. DISEÑO DE RECIPIENTE FA-5 SEPARADOR LIQUIDO-LIQUIDO

DATOS

Datos de la fase continua:

Flujo nominal	118,847.1009 lb/hr	53,909.0486 kg/hr
Densidad	35.6469 lb/pie ³	0.5711 g/cm ³
Viscosidad	0.1617 Cp	

Datos de la fase ligera:

Flujo nominal	106,038.4009 lb/hr	48,099.0186 kg/hr
Densidad	33.9867 lb/pie ³	0.5445 g/cm ³
Viscosidad	0.1258 Cp	
Flujo nominal	24,537.8118 cm ³ /s = Q _L	
Porcentaje vol	93.8 %	

Datos de la fase pesada:

Flujo nominal	12,428.8771 lb/hr	5,637.7387 kg/hr
Densidad	61.1216 lb/pie ³	0.9792 g/cm ³
Viscosidad	0.5894 Cp	
Flujo nominal	1,599.3041 cm ³ /s = Q _P	
Porcentaje vol	6.2 %	

Datos generales:

Presión de operación:	140.00 lb/pulg ²
Temperatura	119.8 °F

CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO

Valor de	K = 0.8790 hidroc-agua
Altura mínima de separación:	30.5 cm
Presión de diseño:	150 + 30 = 170.00 lb/pulg ²
Material:	SA-516-60, Temperatura baja y Presión alta, Esfuerzo máximo permisible, S=15000
Eficiencia de soldadura:	0.8 a tope, 1 cordón, ppp
Corrosión permisible:	0.125 pulgadas
(L/D) teórico recomendable:	3 a 5

CALCULOS

1.- Calculo de velocidades de asentamiento

$$V_L = K * (\rho_p - \rho_L) / \mu_p = 0.879 * (0.9792 - 0.5445) / 0.5894 \quad V_L = 0.6483 \text{ cm/seg}$$

$$V_P = K * (\rho_p - \rho_L) / \mu_L = 0.879 * (0.9792 - 0.5445) / 0.1258 \quad V_P = 3.0374 \text{ cm/seg}$$

2.- Calculo de tiempo total de residencia

Altura teórica de separación $h_m = 30.5$ cm aprox

$$T_L = h_m / V_L = (30.5 \text{ cm}) / (0.6483 \text{ cm/seg}) = 47.04 \text{ seg}$$

$$T_P = h_m / V_P = (30.5 \text{ cm}) / (3.0374 \text{ cm/seg}) = 10.04 \text{ seg}$$

$$T_{L\text{real}} = 47.04 * 4 = 188.2 \text{ seg}$$

$$T_{P\text{real}} = 10.04 * 4 = 41.6 \text{ seg}$$

3.- Estimación del volumen.

$$V_T = (Q_L * T_L) + (Q_P * T_P) = (24,537.8118 * 188.2) + (1,599.3041 * 41.6)$$

$$V_T = 4'684,547.1 \text{ cm}^3$$

4.- Calculo del diámetro:

$$F = 170 / (0.8 * 15000 * 0.125) = 0.1133 / \text{pul}$$

Con $F = 0.1133$ y $V_T = 165.4 \text{ pie}^3$, obtenemos $D = 3.7$ pies Ajustamos a 4 pies.

$$\text{Por lo tanto: Longitud } L = 4V / \pi D^2 = (4 * 165.4) / (3.1416 * 16) = 13.2 \text{ pies}$$

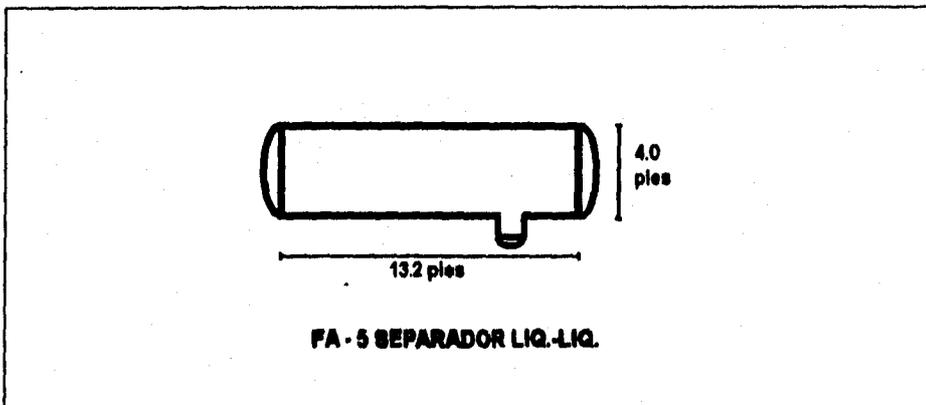
$$L/D = 13.2 / 4.0 = 3.3$$

5.- Dimensiones finales:

$$\text{Tiempo de residencia: } = 4'684,547.1 / (24,537.8118 + 1,599.3041) = 179.2 \text{ seg} = 2.99 \text{ min}$$

$$\text{Diámetro: } = 4 \text{ pies}$$

$$\text{Longitud T-T: } = 13.2 \text{ pies}$$



FA - 5 SEPARADOR LIQ.-LIQ.

A.3.4. DISEÑO DE RECIPIENTE FA-4 SEPARADOR LIQUIDO-LIQUIDO

DATOS

Datos de la fase continua:

Flujo nominal	121,631.0458 lb/hr	55,171.8424 kg/hr
Densidad	35.6629 lb/pie ³	0.5713 g/cm ³
Presión	140.0000 lb/pul	
Viscosidad	0.1618 Cp	

Datos de la fase ligera:

Flujo nominal	106,284.3860 lb/hr	42,210.5975 kg/hr
Densidad	33.8013 lb/pie ³	0.5415 g/cm ³
Viscosidad	0.1234 Cp	
Flujo nominal	24,730.9929 cm ³ /s = Q _L	
Porcentaje vol	87.38 %	

Datos de la fase pesada:

Flujo nominal	15,346.6620 lb/hr	6,961.2459 kg/hr
Densidad	57.6536 lb/pie ³	0.9236 g/cm ³
Viscosidad	0.5342 Cp	
Flujo nominal	2,093.6330 cm ³ /s = Q _P	
Porcentaje vol	12.62 %	

Datos generales:

Presión de operación:	140.00 lb/pulg ²
Temperatura	124.5 °F

CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO

Valor de	K = 0.8790 hidroc-agua
Altura mínima de separación:	30.5 cm
Presión de diseño:	150 + 30 = 170.00 lb/pul ²
Material:	SA-516-60, Temperatura baja y Presión alta, Esfuerzo máximo permisible, S=15000
Eficiencia de soldadura:	0.8 a tope, 1 cordón, ppp
Corrosión permisible:	0.125 pulgadas
(L/D) teórico recomendable:	3 a 5

CALCULOS

1.- Cálculo de velocidades de asentamiento

$$V_L = K * (\rho_p - \rho_L) / \mu_p = 0.879 * (0.9236 - 0.5415) / 0.5342 \quad V_L = 0.6287 \text{ cm/seg}$$

$$V_P = K * (\rho_p - \rho_L) / \mu_L = 0.879 * (0.9236 - 0.5415) / 0.1234 \quad V_P = 2.7218 \text{ cm/seg}$$

2.- Cálculo de tiempo total de residencia

Altura teórica de separación $h_m = 30.5 \text{ cm}$ aprox

$$T_L = h_m / V_L = (30.5 \text{ cm}) / (0.6287 \text{ cm/seg}) = 48.51 \text{ seg}$$

$$T_P = h_m / V_P = (30.5 \text{ cm}) / (2.7218 \text{ cm/seg}) = 11.20 \text{ seg}$$

$$T_{L\text{real}} = 48.51 * 4 = 194.2 \text{ seg}$$

$$T_{P\text{real}} = 11.20 * 4 = 44.8 \text{ seg}$$

3.- Estimación del volumen.

$$V_T = (Q_L * T_L) + (Q_P * T_P) = (24,730.9929 * 194.2) + (2,093.6330 * 44.8)$$

$$V_T = 4'896,553.6 \text{ cm}^3$$

4.- Cálculo del diámetro:

$$F = 170 / (0.8 * 15000 * 0.125) = 0.1133 / \text{pul}$$

Con $F = 0.1133$ y $V_T = 172.9 \text{ pie}^3$, obtenemos $D = 3.8 \text{ pies}$ Ajustamos a 4 pies.

$$\text{Por lo tanto: Longitud } L = 4V / \pi D^2 = (4 * 172.9) / (3.1416 * 16) = 13.8 \text{ pies}$$

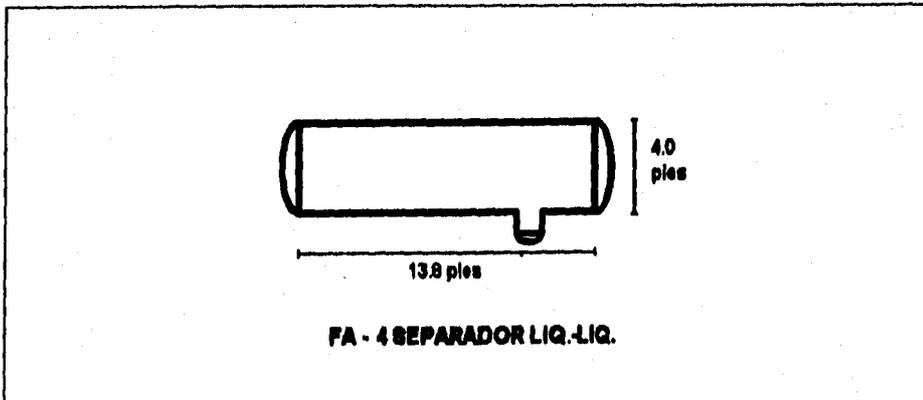
$$L/D = 13.8 / 4.0 = 3.5$$

5.- Dimensiones finales:

$$\text{Tiempo de residencia: } = 4'896,553.6 / (24,730.9929 + 2,093.6330) = 182.5 \text{ seg} = 3.04 \text{ min}$$

$$\text{Diámetro: } = 4 \text{ pies}$$

$$\text{Longitud T-T: } = 13.8 \text{ pies}$$



A.4. SEPARADORES Y ACUMULADORES DE REFLUJO⁽⁵⁹⁾

A.4.1. GENERALIDADES

Los separadores vapor-líquido y los acumuladores de reflujo en unidades de destilación deben ser dimensionados en base al volumen mínimo posible en concordancia con una operación razonablemente flexible, el término razonable se refiere al tiempo en el cual el personal de operación puede detectar y corregir un desajuste en el proceso alrededor de un fraccionador o cualquier otro equipo de proceso. El tiempo de retraso entre el sensado y la corrección del problema depende del tipo de personal de operación en esa unidad (el personal se califica según la experiencia que tenga) y el grado de sofisticación de la instrumentación instalada.

La manera en que ciertos factores intervienen en el diseño se muestra en los siguientes ejemplos los cuales están basados en la figura A.4.1. La torre esta operando a control de reflujo y el producto de domo está controlado por nivel, se ha integrado un registrador de temperatura desde una etapa en la parte alta de la torre como referencia para la operación. Si ocurre una falla en la bomba de reflujo el tiempo requerido para su control será diferente según los distintos tipos o esquemas de instrumentación utilizados, considere lo siguiente:

a) Elemento primario de alarma.

La alarma de bajo flujo sonara casi inmediatamente, el operador revisara el controlador-registrador de flujo en el panel de instrumentos para confirmar si hay bajo flujo o revisara la luz indicadora de encendido de la bomba si esta se encuentra implementada. Lo anterior se lleva un tiempo aproximado de 30 segundos, el operador encenderá entonces la bomba de relevo.

De acuerdo a lo anterior, ésta operación tomará un tiempo total de dos minutos, un tiempo mayor sería posible en función de la localización y distribución de los equipos en la planta además de incluir la condición física del operador.

Entonces, si dos y medio minutos han sido ocupados en esta operación, el volumen mínimo del recipiente requerido es de cinco minutos de reflujo más el destilado, basado en operación media normal. Es necesario diseñar bajo operación media normal para proveer flexibilidad en el caso de pérdida de nivel así como de incremento del mismo.

b) Elemento secundario de alarma.

El funcionamiento de la instrumentación es tal que habrá un pequeño tiempo de retraso entre el principio del desajuste y la activación de la alarma. Este arreglo es necesario para evitar alarmas constantes generadas por fluctuaciones menores. Una condición anormal existirá desde 30 segundos antes de que se alcance el punto de alarma.

En el ejemplo, una falla en la bomba resulta en un incremento de nivel, 30 segundos después de la falla, la alarma suena, dejando otros 30 segundos al operador para localizar el problema en el panel (el tiempo requerido para remediar la acción en campo sera el mismo que se discutió bajo el arreglo de elemento primario de alarma).

Si el elemento secundario fuera una alarma de temperatura en alguna etapa abajo de la etapa de reflujo, siempre existirá un mayor tiempo de retraso antes de la acción de alarma, normalmente el punto de control será ubicado dentro de las primeras cinco etapas desde el domo permitiendo un retraso de 10-15 segundos por etapa, cerca de 60 segundos pasarán entre el inicio de falla y el sonido de alarma. Otros 30 segundos se requerirán para identificar el problema en el panel seguido por una acción en campo de corrección.

Estos dos casos claramente muestran la influencia de la instrumentación y los factores de labor en el diseño de equipo y dejan fuera cualquier regla arbitraria que pueda aplicarse con referencia a las cargas de flujo volumétrico.

El factor más difícil de evaluar es el laboral. Personal agudo y consiente puede fácilmente asimilar los requerimientos mencionados, por otro lado personal perezoso o no entrenado requerirá considerablemente mayor tiempo para localizar y remediar el problema. Si una unidad de proceso trabaja sin atención los criterios anteriores no pueden ser aplicados y deben ser evaluados en forma individual. La tabla A.4.1 ilustra los tiempos de diseño recomendados para los acumuladores de reflujo.

TABLA A.4.1. Criterios de Diseño para Acumuladores de Reflujo mínimo.

FACTOR DE INSTRUMENTACION			FACTOR LABORAL		
OPERACION	C/ALARMA	S/ALARMA	BUENO	MEDIANO	POBRE
FRC	0.5	1.0	2	3	4
LRC	1.0	1.5	2	3	4
TRC	1.5	2.0	2	3	4

FUENTE: R. N. Watkins, Sizing Separators and Acumulators, Hydrocarbon Processing⁽⁶⁰⁾

Grandes volúmenes de alimentación y corrientes de producto deberán proveer una operación suave cuando provengan de unidades de proceso independientes, cosa que debe preverse cuidadosamente debido al grado de incertidumbre en la operación de dichas unidades.

Los volúmenes son determinados por los factores laborales e instrumentación, se debe incluir un factor adicional de operación que considera la confiabilidad de cualquier unidad de proceso externa desde un punto de vista operativo o de control, este factor de operación debe considerar; la unidad externa y su operación, la instrumentación y la respuesta al control, la eficiencia de personal, sus problemas mecánicos crónicos, la posibilidad de cortos o largos períodos de preparación y cualquier otra información de que pueda disponerse.

El procedimiento para dimensionar este tipo de recipientes, consiste en estimar el factor de la unidad emparentada en cuanto a instrumentación, el factor laboral y después aplicarlos como múltiplos que reflejen las condiciones de esa unidad externa. Los factores para unidades externas de operación continua, están bajo control de operadores separados se dan en la tabla A.4.2.

TABLA A.4.2. Factores de Operación para Unidades de Proceso Extaernas.

CARACTERISTICAS DE OPERACION	FACTOR
Bajo buen control	2.00
Bajo regular control	3.00
Bajo pobre control	4.00
Alimentación de o a almacenaje	1.25

FUENTE: R. N. Watkins, Sizing Separators and Acumulators, Hydrocarbon Processing(60)

Note que el volumen de carga del recipiente está sujeto a un factor mecánico que es solo la corriente del producto y no es aplicado ha ninguna corriente interna dentro de la unidad de proceso vecina.

En los casos donde la unidad externa esté sujeta a amplias variaciones o donde la operación sea intermitente, deberán aplicarse para cada caso juicios especiales.

A.4.2. DISEÑO DEL RECIPIENTE: FA-6 ACUMULADOR DE REFLUJO DE COLUMNA DA-2

DATOS

Producto:	3,162.72 lb/hr
Reflujo:	6,205.07 lb/hr
Relación de reflujo:	1.96194
Producto total:	9,367.79 lb/hr
Densidad:	47.03 lb/pie ³
Flujo vol. prod. domo Qd:	1.12 pie ³ /min
Flujo vol. de recirc. Qr:	2.20 pie ³ /min
Flujo vol. total Qt:	3.32 pie ³ /min

CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO

Factor de instrumentación:	I = 1.5 LCR a nivel s/alarma (ver tabla A.4.1)
Factor laboral:	L = 3 regular
Factor de operación:	O = 3 regular
Nivel máximo:	90 % volumen
Alarma alto nivel:	75% volumen
Nivel normal:	60% volumen
Alarma bajo nivel:	40% volumen
Nivel mínimo:	20% volumen
Material:	SA-516-60, T baja y P alta, S=15,000
Eficiencia de soldadura:	0.8 a tope, 1 cordón, punto por punto (ppp).
Corrosión permisible:	0.125 pulgs
Presión de diseño:	75 lb/pulg ²

CALCULOS

1.- Cálculo del volumen

$$V = (((L + I) * Qr) + O ((L + I) * Qd)) * 2$$

$$V = (((3 + 1.5) * 2.20) + 3 ((3 + 1.5) * 1.12)) * 2 = 50.04 \text{ pie}^3$$

2.- Cálculo del tiempo de residencia.

Tiempo de residencia = $V / Q_t = 50.04 / 3.32 = 15.07$ minutos. Ajuste a 15 min

Flujo a tiempo de residencia = 2,341.95 lb/15 min

Tiempo de vaciado luego de ABN : 6. minutos

Tiempo de llenado luego de AAN : 3.75 minutos

ABN - Alarma por bajo nivel.

AAN - Alarma por alto nivel.

3.- Estimación de L/D

$F = P / (CSE) = 75 / (0.8 \times 15,000 \times 0.125) = 0.08$

Con $F = 0.08$ y $V = 50.04$ en nomograma se tiene $D = 2.8$ pies. Ajuste a 3 pies

$L = (4V) / (3.1416 D^2) = (4 \times 50.04) / (3.1416 \times (3)^2) = 7.08$ pies

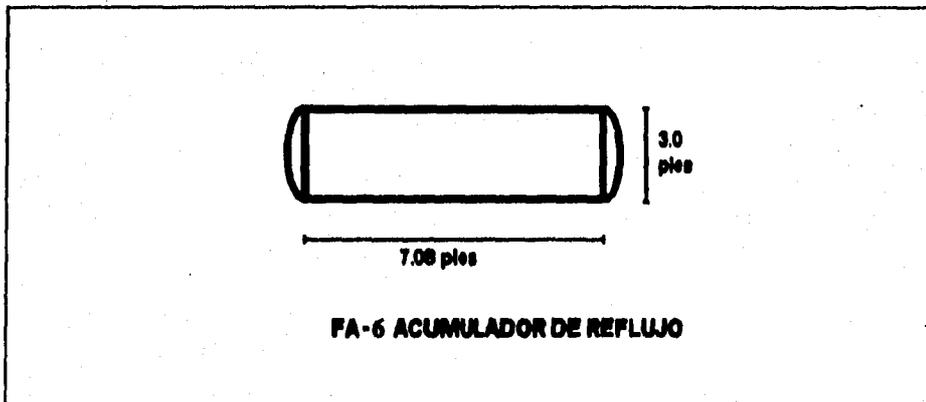
Luego calculando $L/D = 2.36$

4. Dimensiones finales:

Tiempo de residencia: 15 minutos

Diámetro: 3.00 pies

Longitud: 7.08 pies



A.4.3.DISEÑO DE RECIPIENTE: FA-3 ACUMULADOR DE REFLUJO EN DA-1

DATOS

Producto:	109 202.18 lb/hr
Reflujo:	163 803.27 lb/hr
Relación de reflujo:	1.5
Producto total:	273 005.46 lb/hr
Densidad:	34.12 lb/pie ³
Flujo vol. prod. domo Qd:	53.34 pie ³ /min
Flujo vol. de recirc. Qr:	80.01 pie ³ /min
Flujo vol. total Qt:	133.35 pie ³ /min

CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO

Factor de instrumentación:	I = 1 LRC a nivel c/alarma
Factor de labor:	L = 2 bueno
Factor de operación:	O = 2 bueno
Nivel máximo:	90 % volumen
Alarma alto nivel:	75% volumen
Nivel normal:	60% volumen)
Alarma bajo nivel:	40% volumen
Nivel mínimo:	20% volumen
Material:	SA-516-60, T baja y P alta, S=15,000
Eficiencia de soldadura:	1.0 a tope, 2 cordones, total
Corrosión permisible:	0.125 pulgs
Presión de diseño:	116 + 30 = 146 lb/pulg ²

CALCULOS

1.- Cálculo del volumen

$$V = (((L + 1) * Qr) + O ((L + 1) * Qd)) * 2$$

$$V = (((2 + 1) * 80.01) + 2 ((2 + 1) * 53.34)) * 2 = 1,120.14 \text{ pies}^3$$

2.- Cálculo del tiempo de residencia.

Tiempo de residencia = $V / Q_t = 1,120.14 / 133.35 = 8.4$ minutos, ajuste a 8.5 min.

Flujo a tiempo de residencia = 38,675.77 lb/8.5 min

Tiempo de vaciado luego de ABN : 3.40 minutos

Tiempo de llenado luego de AAN : 2.12 minutos

3.- Estimación de L/D

$F = P / (CSE) = 146 / (1.0 \times 15,000 \times 0.125) = 0.077$

Con $F = 0.077$ y $V = 1,120.14$ en nomograma se tiene $D = 6.8$ pies, ajuste 7.0 pies

$L = (4V) / (3.1416 D^2) = (4 \times 1,120.14) / (3.1416 \times 7^2) = 29.10$ pies

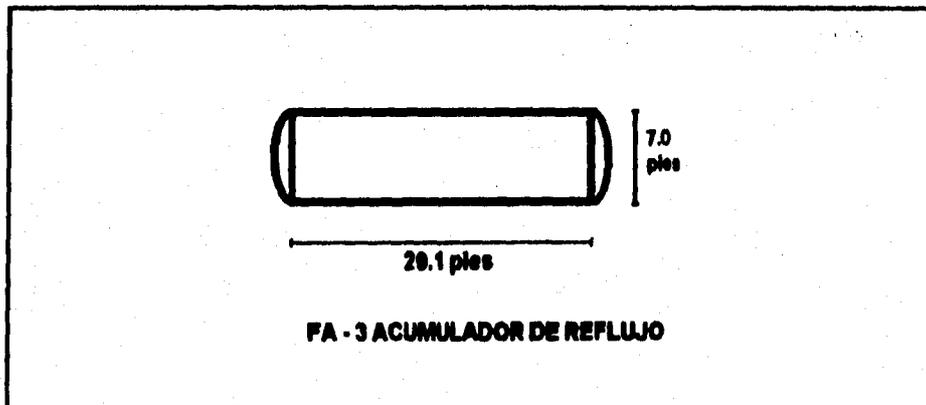
Luego calculando $L/D = 4.16$

4.- Dimensiones finales:

Tiempo de residencia: 8.5 minutos

Diámetro: 7.0 pies

Longitud: 29.10 pies



A.5. RECIPIENTES (TANQUES) DE BALANCE⁽⁵⁾

A.5.1. GENERALIDADES

Los recipientes de balance tienen como objetivo fundamental proporcionar el tiempo de residencia a las corrientes líquidas que permita una operación flexible entre dos operaciones unitarias de proceso, estos recipientes deben procurar guardar al máximo las mismas condiciones de presión y temperatura para evitar el gasto de energía para preparar la carga, además deben ser lo más pequeños posible cumpliendo con el objetivo de tiempo de residencia para el cual fueron conceptualizados.

Se conoce como tiempo de residencia de un recipiente al tiempo en el cual bajo condiciones normales de operación se vacía el material contenido en el equipo y debe ser el mínimo requerido para proporcionar la flexibilidad de operación razonable y suficiente para detectar y corregir una falla menor sin tener que detener el proceso de producción.

El tiempo necesario entre la detección y corrección del problema depende tanto de la experiencia del personal como del grado de instrumentación de la planta. A continuación se presentan algunas recomendaciones para operaciones típicas basadas en personal experimentado y una planta bien instrumentada, por lo que se deberá incrementar multiplicándolos por los factores siguientes:

TABLA A.11. Recomendaciones para operaciones típicas.

PERSONAL	FACTOR
Experimentado	1.0
Bien entrenado	1.2
Sin experiencia	1.5
INSTRUMENTACION	FACTOR
Bien instrumentado	1.0
Instrumentación normal	1.2
Mal instrumentado	1.5

FUENTE: Alvarez Fuser, Diseño de Equipo: Tanques y Recipientes⁽⁵⁾

A continuación se dan algunas reglas comúnmente aplicables al dimensionamiento de los recipientes de balance:

1. - Un tanque de balance que alimenta unidad de proceso dada, pero recibe el líquido de otra unidad ligada, cuarto de control separado: **20 minutos**
2. - Un tanque de balance que alimenta unidad de proceso dada, pero el tanque de balance recibe el líquido de una unidad de proceso ligada al mismo cuarto de control: **15 minutos**.
3. - Un tanque de balance que alimenta una unidad de proceso y recibe líquido de tanque fuera de la planta: **15 minutos**.
4. - Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada a un cuarto de control separada: **12 minutos**.
5. - Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada al mismo cuarto de control: **8 minutos**.
6. - Un líquido de tanque de balance a tanques fuera de planta o directamente a tanque de alimentación para otro unidad con flujo por gravedad: **3 minutos**.
7. - Un líquido de tanque de balance a tanques fuera de planta o directamente a tanque de alimentación para otro unidad, pero flujo por bombeo: **5 minutos**.
8. - Un líquido de un tanque de balance a un tanque fuera de la planta o a otro tanque de alimentación a través de un intercambiador de calor alimentado por el fondo **5 minutos**
9. - Un líquido de un tanque de balance que es la única carga a un calentador a fuego directo: **10 minutos**.
10. - Un separador vapor líquido entre una unidad de separación de alta presión y otra de baja presión: **4 minutos**.
11. - Un tanque de destilado que actúa como acumulador de reflujo: **5 minutos**.
12. - Un tanque de destilado que también sirve como receptor de producto pasándose el tiempo de residencia en el reflujo 3 minutos más del tiempo de residencia adecuado en base al servicio específico. a) Si el producto se envía a almacenamiento: **2 minutos** y b) si se alimenta a otra torre **15 minutos**.
13. - Tanques de alimentación a reactor: **25 minutos**.
14. - Tanques separadores de arrastre:
 - La succión del compresor en base a velocidad del líquido de la mayor unidad productora del líquido antes del compresor: **10 minutos**,
15. - Tiempo de residencia adicional o de emergencia para tanques separadores de arrastre entre tapas en base a una velocidad máxima de producción de condensado entre tapas: **10 minutos**.

A.5.2. RELACION OPTIMA L/D

La selección de un valor adecuado L/D para un recipiente de balance se basa en:

- Las consideraciones de proceso son siempre dominantes sobre las de costo, es decir, el dimensionamiento del tanque se fija por los requerimientos de tiempos de residencia, velocidades de asentamiento, áreas de flujo de vapor mínimas, etc., a menudo la relación L/D se fija por limitaciones del plano de distribución y especificación del cliente
- No es recomendable o dicho de otra manera, puede ser difícil construir y operar tanques con diámetros inferiores a dos pies especialmente si se van a usar internos, como mamparas, mallas separadoras u otros.
- Las relaciones óptimas L/D no tienen tanto significado en el caso de recipientes con internos complejos a diferencia de los recipientes simples.
- Las consideraciones de costo dictan una relación L/D para cualquier volumen de recipiente, los criterios que se dan a continuación llevarán la mayor parte de los casos a costos de diseño mínimos:
- La relación L/D de todos los recipientes de proceso debe estar dentro del rango de 1:5 debido a que mientras más cercana esté del punto medio 3 es mejor.
- A partir de la gráfica de Abaquian se obtiene el diámetro óptimo debiendo quedar la relación L/D dentro del rango establecido.

A.5.3. SELECCION DEL TIPO DE CABEZAS (TAPAS)

La selección del tipo de cabezas (tapas) para un recipiente cilíndrico es de crucial importancia en el diseño, ya que normalmente es el punto crítico de falla en los recipientes sujetos a presión interna. Existen tres tipos principales de cabezas usadas comúnmente en el diseño y construcción de recipientes de proceso:

- 1) cabeza hemisférica que es la más resistente.
- 2) cabeza elipsoidal o elíptica y
- 3) cabeza torisférica.

En la tabla A.5.1. se encuentran los tres tipos de cabezas con sus relaciones dimensionales.

La cabeza más resistente por su forma es desde luego la hemisférica, pero es en igualdad de espesor y de diámetro la más costosa, cuando el espesor requerido debido a la presión lo permite, se prefieren cabezas elipsoidales ó toriesféricas. A continuación se presentan criterios que pueden usarse para una selección preliminar del tipo de cabezas.

TABLA A.5.1. Criterios de selección de tapas y cabezas

TIPO DE CABEZA	RANGO DE DIAMETRO	RANGO DE PRESION
Toriesférica	Menor de 15 pies	Menor De 100 Psig
Elipsoidal	Menor De 15 Pies	100-450 Psig
Hemisférica	Menor De 15 Pies	Mayor De 450 Psig
Hemisférica	Mayor De 15 Pies	Menor De 450 Psig

FUENTE: Alvarez Fuser, Diseño de Equipo: Tanques y Recipientes⁽⁵⁾

A.5.4. CRITERIOS PARA LA SELECCION DE LOS NIVELES

En forma general se pueden establecer los siguientes criterios:

- 1.- El nivel normal se considerará al 60 % entre el nivel mínimo y el nivel máximo.
- 2.- El nivel máximo se localizará al 90 % de la capacidad total del recipiente lo que en recipientes horizontales corresponde aproximadamente a 0.85 D y en recipientes verticales a 0.9 L. Si los anteriores son menores a 230 mm se tomará este último valor.
- 3.- El nivel mínimo como recomendación será siempre de 152 mm.
- 4.- Cuando se instale alarma por alto nivel, esta se colocará al 80% entre el nivel máximo y mínimo.
- 5.- Cuando se instale alarma por bajo nivel, ésta se colocará al 25% entre el nivel máximo y mínimo.

A.5.5. DISEÑO DE RECIPIENTE FA-2 TANQUE DE BALANCE DE METANOL

DATOS

Flujo nominal:	10 616.87 lb/hr
Densidad:	48.97 lb/pie ³
Presión:	16.00 lb/pul ²
Temperatura:	105.30 °F

CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO

Tiempo de llenado luego de AAN:	6 minutos aprox.
Tiempo de vaciado luego de ABN:	8 minutos aprox.
Nivel máximo:	90 % vol
Alarma por alto nivel:	75 % vol
Nivel normal:	60 % vol
Alarma por bajo nivel:	35 % vol
Nivel mínimo:	15 % vol
Tiempo de residencia:	20 min + 20% = 24 min
Flujo a tiempo de residencia:	4,246.75 lb/24 min
Volumen estimado a tiempo de residencia:	86.72 pie ³
Material:	SA-516-60, T baja, P alta S=15,000 T baja, P alta,
Eficiencia de soldadura (E):	0.8 a tope, un cordón, punto por punto (ppp).
Corrosión permisible (C):	0.125 pulg
Presión de diseño (P):	75.00 lb/pul ²

CALCULOS

1.- Estimación de L/D

$$F = P / (CSE) = (75.00) / (0.125 * 15,000 * 0.8) = 0.05$$

Con $F = 0.05$ y $V = 86.72$ en nomograma se tiene $D = 3.6$ pies

$$L = (4V) / (3.1416 D^2) = (4 * 86.72) / (3.1416 * (3.6)^2) = 8.52 \text{ pies}$$

Luego calculando $L/D = 2.36$

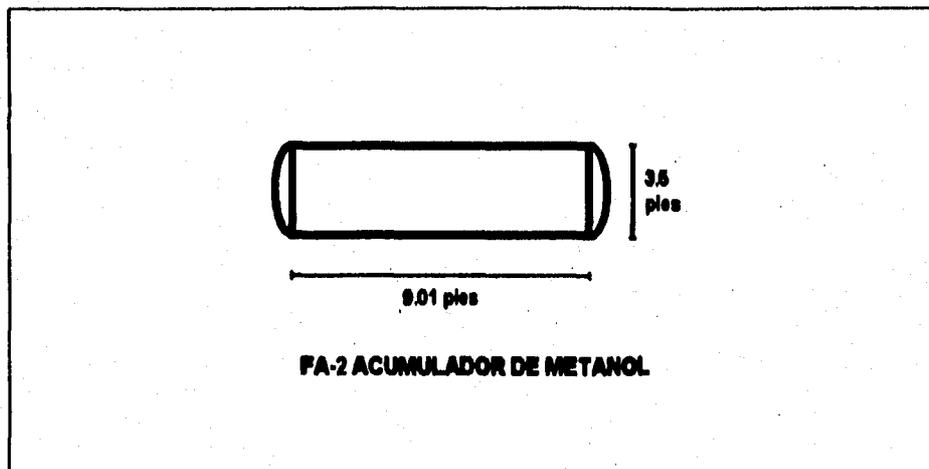
2.-Ajuste del diámetro:

Ajuste: $D = 3 \text{ pies y } 6 \text{ pulgadas} = 3.5 \text{ pies}$

$L = (4V) / (3.1416 D) = (4 \times 86.72) / (3.1416 \times (3.5)^2) = 9.01 \text{ pies}$
por lo tanto $L/D = 2.57$

3.- Dimensiones finales:

Tiempo de residencia:	24 minutos
Diámetro:	3.5 pies
Longitud:	9.01 pies



A.5.6. DISEÑO DE RECIPIENTE FA-1 TANQUE DE BALANCE DE F-C₄

DATOS

Flujo nominal:	118 898.07 lb/hr
Densidad:	35.61 lb/pie ³
Presión:	144.70 lb/pul
Temperatura:	86.00 F

CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO

Tiempo de llenado luego de AAN:	5 minutos aprox.
Tiempo de vaciado luego de ABN:	7 minutos aprox.
Nivel máximo:	90 % vol
Alarma por alto nivel:	75 % vol
Nivel normal:	60 % vol
Alarma por bajo nivel:	35 % vol
Nivel mínimo:	15 % vol
Tiempo de residencia:	20 minutos
Flujo a tiempo de residencia:	39,632.7 lb/20 minutos
Volumen estimado a tiempo de residencia:	1,112.96 pie ³
Material:	SA-516-60, T baja, P alta S=15,000 T baja, P alta, Eficiencia de soldadura (E): 1.0 a tope, dos cordones, total.
Corrosión permisible (C):	0.125 pulg
Presión de diseño (P):	175.00 lb/pul ²

CALCULOS

1.- Estimación de L/D

$$F = P / (CSE) = (175.00) / (0.125 * 15,000 * 1.0) = 0.09$$

Con $F = 0.09$ y $V = 1,112.96 \text{ pie}^3$ en nomograma se tiene $D = 6.2 \text{ pies}$

$$L = (4V) / (3.1416 D^2) = (4 * 1,112.96) / (3.1416 * (6.2)^2) = 36.86 \text{ pies}$$

Luego calculando $L/D = 5.94$

2.-Ajuste del diámetro:

Dado que L/D no debe ser mayor que 5 se ajusta al máximo recomendado
Por lo tanto L/D = 5.0

3.-Cálculo del diámetro ajustado

$$D = ((4 \times V) / (L/d \times 3.1416))^{1/3}$$
$$D = ((4 \times 1,112.96) / (5 \times 3.1416))^{1/3} = 6.57 \text{ pies}$$

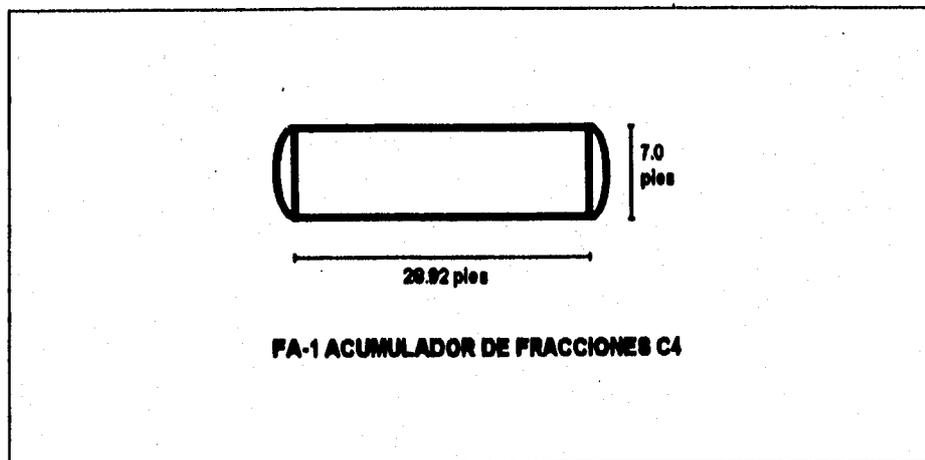
Ajuste: 7 pies

$$L = (4V) / (3.1416 D^2) = (4 \times 1,112.96) / (3.1416 \times (7)^2) = 28.92 \text{ pies,}$$

por tanto L/D = 4.13

4.- Dimensiones finales:

Tiempo de residencia:20 minutos
Diámetro: 7.0 pies
Longitud: 28.92 pies



**A.6. DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE
INTERCAMBIADORES DE CALOR.**

INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-1 (Calentador de Mezcla de Reacción)

Referencia:	Observaciones
D	Temperatura de entrada proceso (°F) = 88.60
D	Temperatura de salida proceso (°F) = 122.00
BD	Temperatura de entrada servicio (°F) = 311.00
BD	Temperatura de salida servicio (°F) = 311.00
C	Temp. media logarítmica 205.25
C	R 0.00
C	S 0.15
R	Ft 0.99 TIPO 1-2
C	LMTD 203.19
D	Q (BTU/HR) 2.66E+06
R	U (BTU/HR PIE ² °F) 75.00
C	A (ft ²) 174.74
R	Longitud (ft) 6 ESTANDAR
R	Diámetro (pulgadas) 0.75 NOMINAL
R	Superficie por tubo (ft ² /ft) 0.1623
C	Número de tubos 179.44 BWG-16
R	Diámetro int. de coraza (pulg) 17.25
RESULTADO:	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA, TIPO 1-2, 6 PIES LARGO Y 18 PULGS DIAMETRO.
Referencias:	D- DIAGRAMA DE PROCESO R- REFERENCIA BIBLIOGRAFICA C- CALCULADO BD- BASES DE DISEÑO

INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-2 (Condensador en la Columna DA-1)			
Referencia:			Observaciones
D	Temperatura de entrada proceso (°F) =	125.10	
D	Temperatura de salida proceso (°F) =	125.10	
BD	Temperatura de entrada servicio (°F) =	76.00	
BD	Temperatura de salida servicio (°F) =	100.00	
C	Temp. media logaritmica	35.77	
C	R	0.00	
C	S	0.99	
R	Ft	0.99	TIPO 1-2
C	LMTD	35.41	
D	Q (BTU/HR)	4.12E+07	
R	U (BTU/HR PIE ² °F)	125.00	
C	A (ft ²)	9,305.99	
R	Longitud (ft)	26	ESTANDAR
R	Diámetro (pulgadas)	1.00	NOMINAL
R	Superficie por tubo (ft ² /ft)	0.2277	
C	Número de tubos	1,571.91	BWG-16
R	Diámetro int. de coraza (pulg)	40.00	
RESULTADO: DOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA, TIPO 1-2, DE 26 PIES DE LARGO Y 40 PULGS DE DIAMETRO.			

INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-3 (Rehervidor en la Columna DA-1)			
Referencia:			Observaciones
D	Temperatura de entrada proceso (°F) =	293.20	
D	Temperatura de salida proceso (°F) =	293.30	
BD	Temperatura de entrada servicio (°F) =	402.00	
BD	Temperatura de salida servicio (°F) =	401.00	
C	Temp. media logaritmica	108.25	
C	R	10.00	
C	S	0.00	
R	Ft	1.00	
C	LMTD	108.25	
D	Q (BTU/HR)	4.36E+07	
R	U (BTU/HR PIE ² °F)	100.00	
C	A, (ft ²)	4,023.67	
R	Longitud (ft)	40	ESTANDAR
R	Diámetro (pulgadas)	1.50	NOMINAL
R	Superficie por tubo (ft ² /ft)	0.3925	
C	Número de tubos	256.28	BWG-16
R	Diámetro int. de coraza (pulg)	17.25	
RESULTADO: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE 40 ft L Y 40" DE DIAMETRO.			
Referencias:	D - DIAGRAMA DE PROCESO	R- REFERENCIA BIBLIOGRAFICA	
	C- CALCULADO	BD- BASES DE DISEÑO	

INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-4 (Enfriador del Producto, MTBE)

Referencia:	Observaciones	
D	Temperatura de entrada proceso (°F) = 292.40	
D	Temperatura de salida proceso (°F) = 95.00	
BD	Temperatura de entrada servicio (°F) = 76.00	
BD	Temperatura de salida servicio (°F) = 100.00	
C	Temp. media logarítmica 74.90	
C	R 8.23	
C	S 0.11	
R	Ft 0.96	TIPO 2-4
C	LMTD 71.90	
D	Q (BTU/HR) 2.28E+06	
R	U (BTU/HR PIE ² °F) 110.00	
C	A (ft ²) 288.65	
R	Longitud (ft) 12	ESTANDAR
R	Diámetro (pulgadas) 1.00	NOMINAL
R	Superficie por tubo (ft ² /ft) 0.2277	
C	Número de tubos 105.64	BWG-16
R	Diámetro int. de coraza (pulg) 17.25	
RESULTADO: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA, TIPO 2-4, DE 12 PIES DE LARGO Y 18 PULGS DE DIAMETRO.		

INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-5 (Condensador en la Columna DA-2)

Referencia:	Observaciones	
D	Temperatura de entrada proceso (°F) = 150.00	
D	Temperatura de salida proceso (°F) = 150.00	
BD	Temperatura de entrada servicio (°F) = 76.00	
BD	Temperatura de salida servicio (°F) = 100.00	
C	Temp. media logarítmica 61.22	
C	R 0.00	
C	S 0.32	
R	Ft 1.00	TIPO 1-2
C	LMTD 61.22	
D	Q (BTU/HR) 4.42E+06	
R	U (BTU/HR PIE ² °F) 75.00	
C	A (ft ²) 961.81	
R	Longitud (ft) 12	ESTANDAR
R	Diámetro (pulgadas) 0.75	NOMINAL
R	Superficie por tubo (ft ² /ft) 0.1623	
C	Número de tubos 493.84	BWG-16
R	Diámetro int. de coraza (pulg) 25.00	
RESULTADO: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA, TIPO 1-2, DE 12 PIES DE LARGO Y 25 PULGS DE DIAMETRO.		
Referencias:	D- DIAGRAMA DE PROCESO R- REFERENCIA BIBLIOGRAFICA C- CALCULADO BD- BASES DE DISEÑO	

INTERCAMBIADOR DE CALR EA-6 (Rehervidor en la Columna DA-2)			
Referencia:			Observaciones
D	Temperatura de entrada proceso (°F) =	236.30	
D	Temperatura de salida proceso (°F) =	236.40	
BD	Temperatura de entrada servicio (°F) =	402.00	
BD	Temperatura de salida servicio (°F) =	401.00	
C	Temp. media logaritmica	165.15	
C	R	10.00	
C	S	0.00	
R	Ft	1.00	
C	LMTD	165.15	
D	Q (BTU/HR)	5.00E+06	
R	U (BTU/HR PIE ² °F)	100.00	
C	A (ft ²)	302.76	
R	Longitud (ft)	9	ESTANDAR
R	Diámetro (pulgadas)	0.75	NOMINAL
R	Superficie por tubo (ft ² /ft)	0.1623	
C	Número de tubos	207.27	BWG-16
R	Diámetro int. de coraza (pulg)	17.25	
RESULTADO: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE 9 PIES DE LARGO Y 18 PULGS DE DIAMETRO.			

INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-7 (Precaentador alimentación a columna DA-2)			
Referencia:			Observaciones
D	Temperatura de entrada proceso (°F) =	125.40	
D	Temperatura de salida proceso (°F) =	180.00	
BD	Temperatura de entrada servicio (°F) =	235.00	
BD	Temperatura de salida servicio (°F) =	166.90	
C	Temp. media logaritmica	47.93	
C	R	1.25	
C	S	0.50	
R	Ft	0.96	TIPO 3-6
C	LMTD	46.02	
D	Q (BTU/HR)	8.34E+05	
R	U (BTU/HR PIE ² °F)	250.00	
C	A (ft ²)	72.50	
R	Longitud (ft)	6	ESTANDAR
R	Diámetro (pulgadas)	0.75	NOMINAL
R	Superficie por tubo (ft ² /ft)	0.1623	
C	Número de tubos	74.45	BWG-16
R	Diámetro int. de coraza (pulg)	12.00	
RESULTADO: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA, TIPO 3-6, DE 6 PIES DE LARGO Y 12 PULGS DE DIAMETRO.			
Referencias:	D- DIAGRAMA DE PROCESO	R- REFERENCIA BIBLIOGRAFICA	
	C- CALCULADO	BD- BASES DE DISEÑO	

INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-8 (Enfriador del Agua de Extracción)

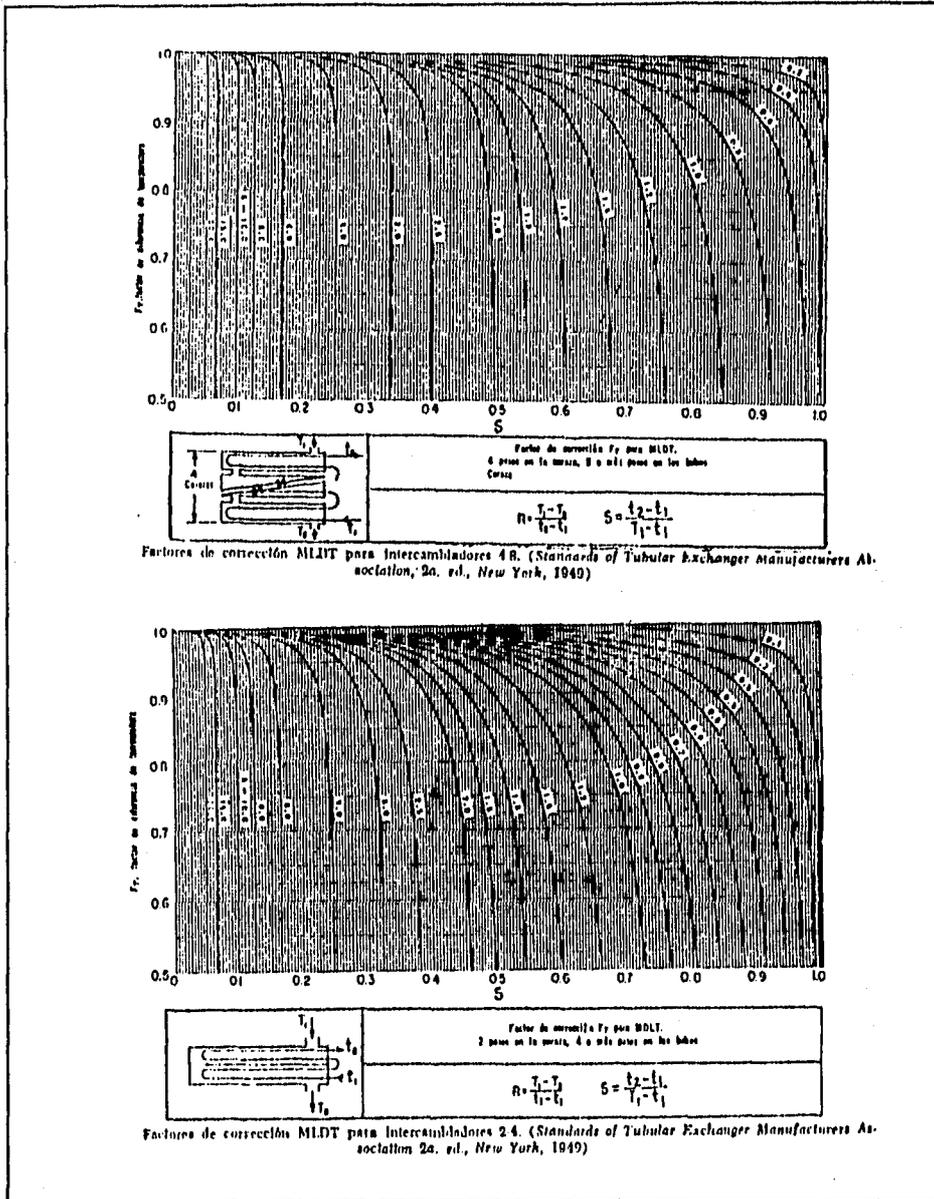
Referencia:	Observaciones
D	Temperatura de entrada proceso (°F) = 166.90
D	Temperatura de salida proceso (°F) = 95.00
BD	Temperatura de entrada servicio (°F) = 76.00
BD	Temperatura de salida servicio (°F) = 100.00
C	Temp. media logarítmica 38.05
C	R 3.00
C	S 0.26
R	Ft 0.95 TIPO 2-4
C	LMTD 36.15
D	Q (BTU/HR) 8.80E+05
R	U (BTU/HR PIE ² °F) 300.00
C	A (ft ²) 81.14
R	Longitud (ft) 6 ESTANDAR
R	Diámetro (pulgadas) 0.75 NOMINAL
R	Superficie por tubo (ft ² /ft) 0.1623
C	Número de tubos 83.33 BWG-16
R	Diámetro int. de coraza (pulg) 12.00
RESULTADO:	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA, TIPO 2-4, DE 6 PIES DE LARGO Y 12 PULGS DE DIAMETRO.

FORMULAS

$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \dots\dots\dots(1)$	$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \dots\dots\dots(2)$
$LMTD = \Delta T_{mL} \times Ft \dots\dots\dots(4)$	$\Delta T_{mL} = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2) \dots\dots(3)$
$A = Q / (U_D LMTD) \dots\dots\dots(5)$	$Nt = A / (Ae \times L) \dots\dots\dots(6)$

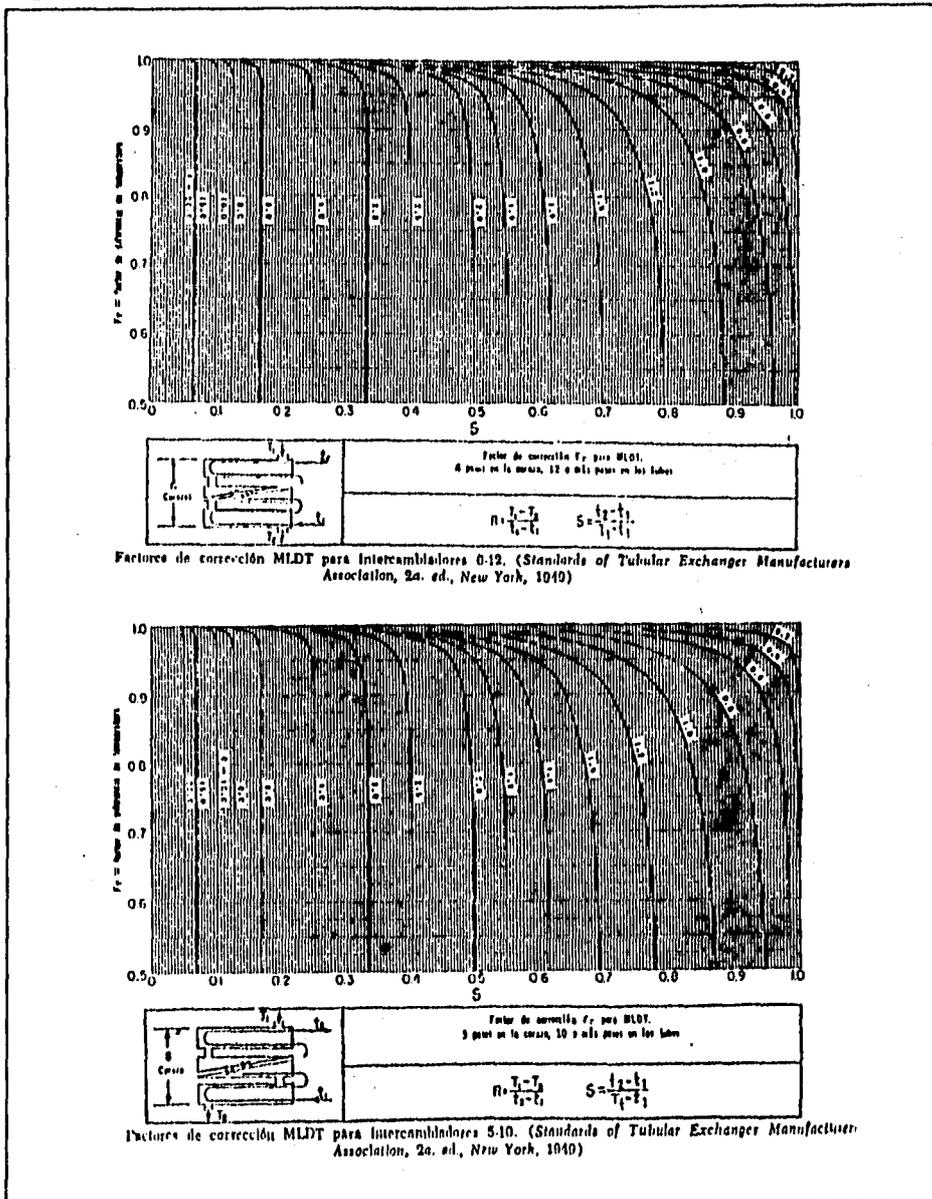
- S - Factor usado para la obtención de Ft
- R - Factor usado para la obtención de Ft
- T₁ - Temperatura de entrada del fluido caliente (°F).
- T₂ - Temperatura de salida del fluido caliente (°F).
- t₁ - Temperatura de entrada del fluido frío (°F).
- t₂ - Temperatura de salida del fluido frío (°F).
- LMTD - Diferencia media de temperaturas efectiva (°F).
- ΔT_{mL} - Diferencia media logarítmica de temperaturas (°F).
- Ft - Factor de corrección, se obtiene a partir de S y R usando las figuras A.6.1 a A.6.6
- Δt₁ - Δt₂ - Diferencia de temperaturas entre ambos fluidos en cada extremo del intercambiador (°F).
- A - Area de transferencia de calor (ft²)
- Q - Carga térmica (BTU/Hr)
- U_D - Coeficiente global de transferencia térmica de diseño (BTU/Hr ft² °F). Para efectos de este trabajo usamos un coeficiente típico reportado en la literatura. (Ver Tabla A.6.1)
- Nt - Numero de tubos
- L - Longitud de los tubos (ft).
- Ae - Area exterior por unidad de longitud de tubo (ft²/ft). (Ver tabla A.6.2)
- Di - Diametro interior de la coraza (pulg). (Ver tabla A.7.3)

Fig. A.6.1 Factor de corrección Ft.



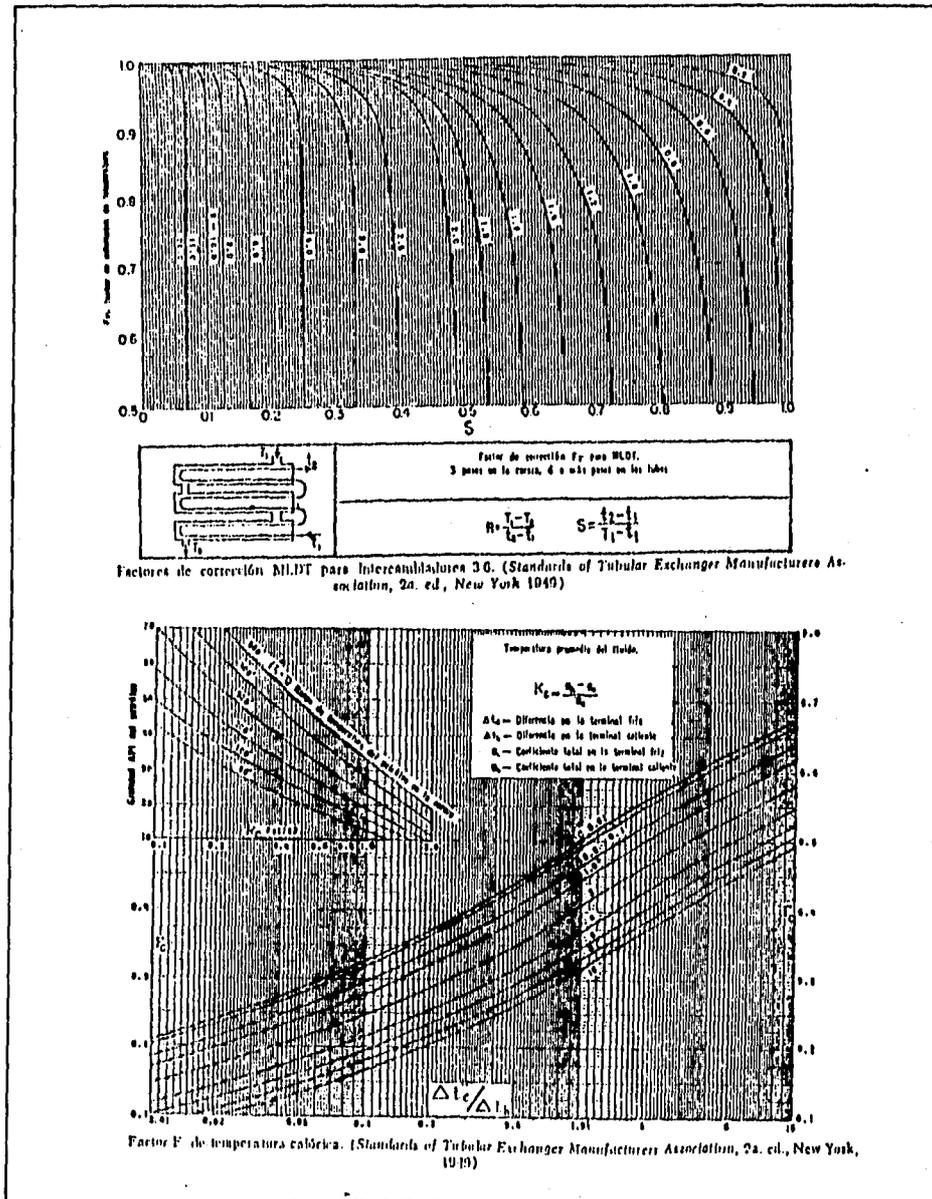
Fuente: Kern, Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor. CECSA, 1965, México.

Fig. A.6.1 Factor de corrección Ft. (continuación)



Fuente: Kern, Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor. CECSA, 1965, México.

Fig. A.6.1 Factor de corrección Ft. (continuación)



Fuente: Kern, Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor. CECSA, 1965, México.

Fig. A.6.2 Valores aproximados de coeficientes de transferencia de calor.

VALORES APROXIMADOS DE LOS COEFICIENTES TOTALES PARA DISEÑO. LOS VALORES INCLUYEN UN FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL DE 0.003 Y CAIDA DE PRESION PERMISIBLE DE 5 A 10 LB/PLG² EN LA CORRIENTE QUE CONTROLE

Enfriadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500*
Metanol	Agua	250-500*
Amoniaco	Agua	250-500*
Soluciones acuosas	Agua	250-500*
Sustancias orgánicas ligeras ¹	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias ²	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas ³	Agua	5-75
Gases	Agua	2-50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

Calentadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Vapor de agua	Agua	200-700*
Vapor de agua	Metanol	200-700*
Vapor de agua	Amoniaco	200-700*
Vapor de agua	Soluciones acuosas:	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	200-700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100-500*
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100-200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas	6-60
Vapor de agua	Gases	5-50*

Intercambiadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500*
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500*
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-40

¹ Las sustancias orgánicas ligeras son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metil-etil-cetona, gasolina, hexano y nafta.

² Las sustancias orgánicas medias tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen hexano, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

³ Sustancias orgánicas pesadas tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, breas y asfaltos.

* Factor de obstrucción 0.001.

† Caída de presión de 30 a 30 lb/plg².

‡ Estos datos están influenciados grandemente por la presión de operación.

Fuente: Kern, Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor. CECSA, 1965, México.

Fig. A.6.3 Número de tubos para intercambiadores de calor.

DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS. (Continúa). ARREGLO TRIANGULAR

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 1/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza Di, plg	1-P	2-P	3-P	6-P	8-P	Coraza Di, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	30	32	20	21	18	8	37	30	21	21	
10	62	60	47	42	30	10	61	62	40	30	
12	109	98	80	82	78	12	92	82	70	71	70
13 1/2	127	111	90	90	80	13 1/2	109	100	80	82	71
15 1/2	178	160	110	130	128	15 1/2	151	138	122	118	110
17 1/2	239	221	181	188	178	17 1/2	203	190	178	172	160
19 1/2	301	282	252	241	231	19 1/2	262	250	240	210	210
21 1/2	381	312	311	300	290	21 1/2	310	302	278	272	260
23 1/2	472	420	388	378	361	23 1/2	381	370	362	312	328
25	532	500	468	410	431	25	470	452	422	391	382
27	637	602	550	510	521	27	569	531	488	471	461
29	721	682	610	620	631	29	630	601	550	538	508
31	817	822	700	722	720	31	715	728	678	660	610
33	974	938	878	852	820	33	858	830	771	760	732
35	1102	1068	1001	988	958	35	970	938	882	861	818
37	1240	1200	1114	1101	1072	37	1074	1014	1012	980	870
39	1377	1300	1258	1218	1212	39	1200	1170	1128	1100	1078

Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/4 plg					Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 9/16 plg											
8	10	12	13 1/2	15 1/2	17 1/2	19 1/2	21 1/2	23 1/2	25	27	29	31	33	35	37	39
21	10	10	11													
32	32	26	21													
55	62	48	40	44												
68	66	58	51	50												
91	80	80	71	72												
131	118	106	101	94												
163	152	140	130	128												
199	188	170	161	160												
241	232	212	212	202												
294	282	260	253	242												
349	331	302	296	280												
397	370	338	331	316												
472	451	430	424	400												
538	522	480	470	451												
608	592	562	546	532												
671	661	632	614	608												
760	736	700	688	672												

Tubos de 1 1/2" DE, arreglo triangular de 1 7/8 plg				
12	13 1/2	15 1/2	17 1/2	19 1/2
18	14	14	12	12
27	22	18	10	14
30	34	32	30	27
48	44	42	38	36
61	58	55	51	48
70	72	70	66	61
95	91	80	80	76
115	110	105	98	95
136	131	125	118	115
160	154	147	141	136
181	177	172	165	160
215	206	200	190	184
240	238	230	220	215
275	268	260	252	246
307	298	290	281	275

Fuente: Kern, Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor. CECSA, 1965, México.

Fig. A.6.4 Número de tubos para intercambiadores de calor. (continuación)

DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS). ARREGLO EN CUADRO

Tubos de 3/4" DE, arreglo en cuadro de 1 plg					Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 1 1/4 plg				
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	8-P
8	32	20	20	20	8	21	10	14	
10	62	62	40	30	10	32	32	20	21
12	81	70	68	60	12	48	48	40	30
13 1/2	97	80	82	70	13 1/2	61	60	62	48
15 1/2	137	121	116	108	15 1/2	81	70	68	61
17 1/2	177	166	168	150	17 1/2	112	112	96	80
19 1/2	221	220	201	192	19 1/2	138	132	128	122
21 1/2	277	270	240	210	21 1/2	177	166	158	152
23 1/2	341	321	308	292	23 1/2	213	208	192	181
25	411	391	370	350	25	250	252	238	220
27	481	460	432	420	27	300	288	278	268
29	553	526	490	468	29	311	320	300	290
31	657	610	600	580	31	380	398	388	358
33	719	718	688	670	33	405	400	392	320
35	815	821	780	760	35	522	518	488	472
37	931	911	886	860	37	606	671	662	611
39	1019	1021	982	968	39	696	611	621	600

Tubos de 1 1/4" DE, arreglo en cuadro de 1 1/2 plg					Tubos de 1 1/2" DE, arreglo en cuadro de 1 3/4 plg				
10	10	12	10		10	10	12	12	
12	30	21	22	16	12	16	16	12	12
13 1/2	32	30	30	22	13 1/2	22	22	16	16
15 1/2	41	40	37	35	15 1/2	29	29	26	21
17 1/2	56	53	51	48	17 1/2	39	39	31	32
19 1/2	78	73	71	61	19 1/2	50	48	45	43
21 1/2	96	90	80	82	21 1/2	62	60	67	61
23 1/2	127	112	106	102	23 1/2	78	71	70	66
25	110	135	127	123	25	91	90	80	81
27	166	160	151	140	27	112	108	102	98
29	193	188	178	171	29	131	127	120	116
31	226	220	201	202	31	151	146	141	138
33	268	252	211	238	33	170	170	161	160
35	263	287	276	268	35	202	196	188	182
37	331	322	311	301	37	221	220	217	210
39	370	362	348	342	39	252	246	237	230

Fuente: Kern, Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor, CECSA, 1965, México.

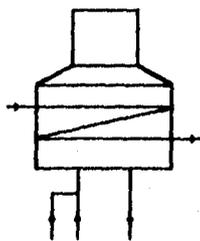
Fig. A.6.5 Datos de tubos para intercambiadores de calor.

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Área de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb. de acero
					Exterior	Interior	
3/8	12	0.109	0.282	0.0025	0.1300	0.0748	0.403
	14	0.083	0.334	0.0870		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1070		0.0909	0.329
	18	0.040	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
1/2	10	0.134	0.482	0.182	0.1903	0.1203	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1303	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1160	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1020	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1023	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1000	0.469
	18	0.040	0.652	0.334		0.1707	0.401
3/4	8	0.165	0.670	0.355	0.2018	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.380		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2018	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.570		0.2211	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639		
18	0.040	0.902	0.630	0.2361	0.565		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.605	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.711		0.2108	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2672	1.75
	11	0.120	1.01	0.809		0.2644	1.68
	12	0.109	1.03	0.830		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.881		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2830	1.18
	15	0.072	1.11	0.969		0.2890	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808		
18	0.040	1.15	1.04	0.3015	0.668		
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3003	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.59
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3556	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978		
18	0.040	1.40	1.54	0.3670	0.831		

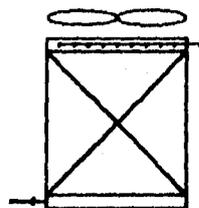
Fuente: Kern, Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor. CECSA, 1965, México.

APENDICE B SIMBOLOS DE EQUIPOS Y ACCESORIOS

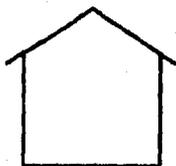
B.1. SIMBOLOGIA DE ALGUNOS EQUIPOS DE PROCESO



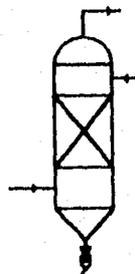
CALENTADOR A FUEGO DIRECTO



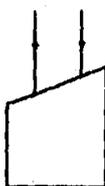
TORRE DE ENFRIAMIENTO



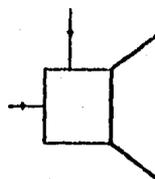
TANQUE DE ALMACENAMIENTO
DE TECHO FLOTANTE.



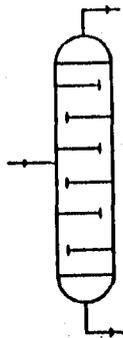
FILTRO



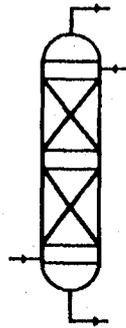
COMPRESOR



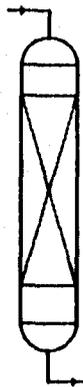
EYECTOR



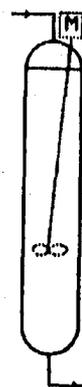
TORRE DE PLATOS



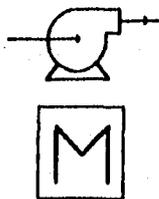
**TORRE EMPACADA CON
2 ALIMENTACIONES.**



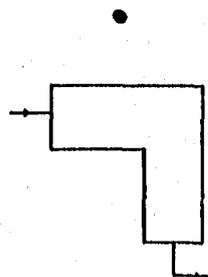
REACTOR CATALITICO



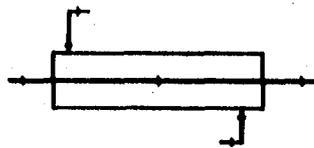
REACTOR AGITADO



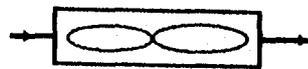
BOMBA CON MOTOR



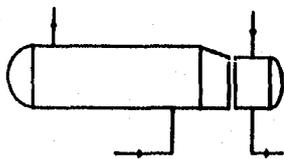
TURBINA



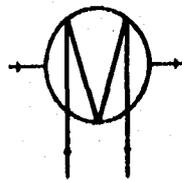
INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO



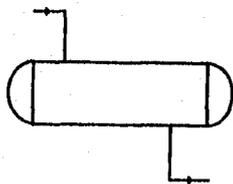
ENFRIADOR POR AIRE



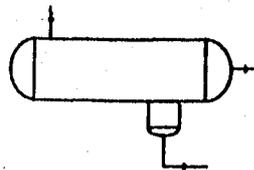
VAPORIZADOR TIPO KETTLE



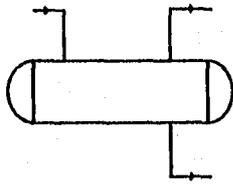
INTERCAMBIADOR DE TUBOS Y CORAZA



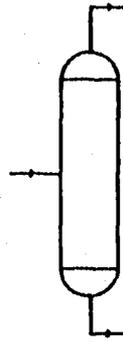
RECIPIENTE ACUMULADOR



RECIPIENTE SEPARADOR LIQ-LIQ

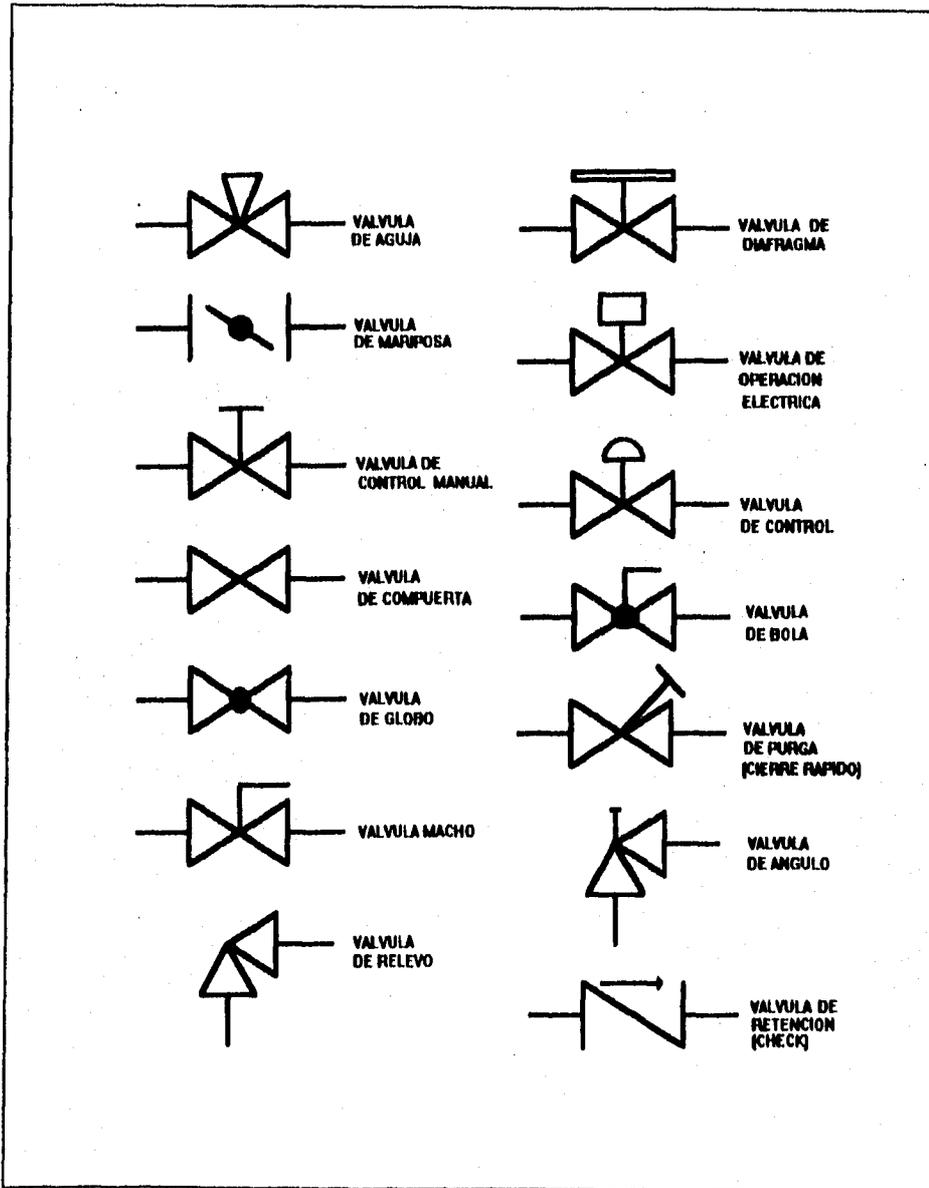


SEPARADOR GAS-LIQUIDO



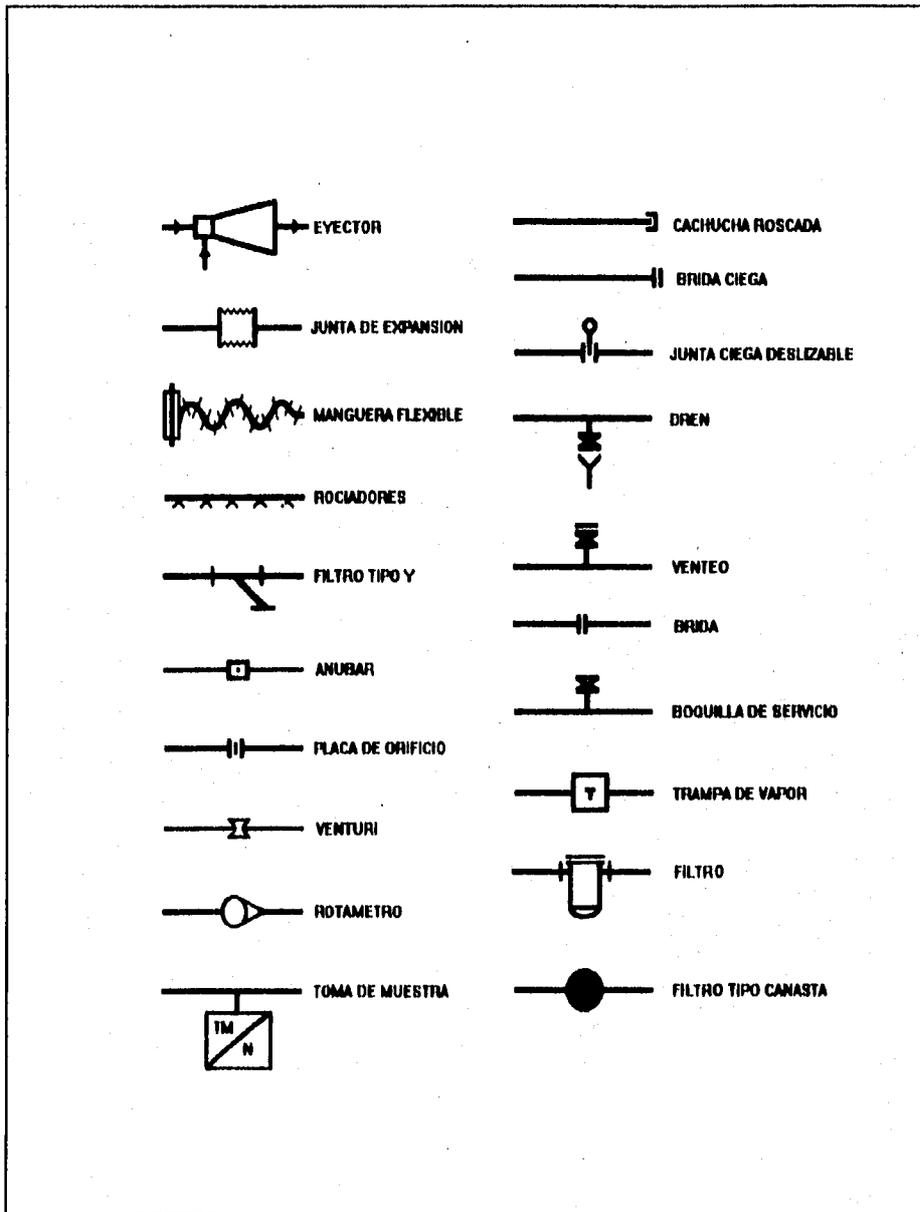
SEPARADOR GAS-LIQUIDO

B.2. SIMBOLOGIA DE EQUIPO DE PROCESO. VALVULAS



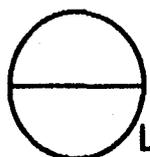
Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo⁽¹⁶⁾

B.3. SIMBOLOGIA DE EQUIPO DE PROCESO. ACCESORIOS DE TUBERIA

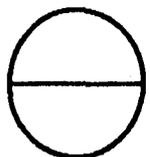


Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo⁽¹⁶⁾.

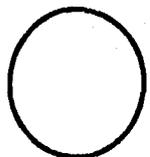
**B.4. SIMBOLOGIA DE EQUIPO DE PROCESO.
REPRESENTACION DE INSTRUMENTOS**



INSTRUMENTO DE TABLERO LOCAL



INSTRUMENTO DE TABLERO PRINCIPAL



INSTRUMENTO DE CAMPO

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo⁽¹⁶⁾.

**B.5. SIMBOLOGIA DE EQUIPO DE PROCESO.
REPRESENTACION DE LINEAS**



PROCESO (GRUESA)



SERVICIOS AUXILIARES (MEDIA)



INSTRUMENTOS (DELGADA)



CON VENAS DE CALENTAMIENTO



ARE DE INSTRUMENTOS



TUBO CAPILAR DE INSTRUMENTOS



ELECTRICA

Fuente: Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petróleo⁽¹⁶⁾.

APENDICE C

GLOSARIO DE TERMINOS

ADITIVO.- Compuesto químico que se adiciona a otra sustancia con el objeto de mejorar o modificar alguna de sus propiedades físicas ó químicas.

ADSORSION.- Es la captación de moléculas de una fase gaseosa o líquida por la superficie de un sólido. La adsorción física se efectúa cuando las fuerzas de Van Der Wals actúan entre el adsorbato gaseoso y el adsorbente sólido. En la adsorción química operan fuerzas químicas y puede esperarse la formación de un compuesto en la superficie de contacto del sólido.

AGENTE ANTIDETONANTE.- Aditivo usado en las gasolinas que genera una reducción importante del ruido o golpeteo en los motores de combustión.

ALCOHOLES OXO.- Moléculas orgánicas que contienen en su estructura un grupo OH y que se sintetiza desde un alqueno que se hace reaccionar con monóxido de carbono e hidrógeno en presencia de un catalizador.

AZEOTROPO.- Mezcla de punto de ebullición constante. Es una mezcla de uno ó mas compuestos líquidos cuyo punto de ebullición no cambia cuando el vapor que se produce se elimina.

CATALIZADOR.- Sustancia química que tiene la propiedad de modificar la velocidad de las reacciones químicas y que aparecen inalteradas en los productos de reacción.

COMPUESTOS OXIGENADOS.- Compuestos que contienen oxígeno en su molécula y que son adicionados a la formulación de gasolinas con la función específica de proporcionar este elemento a la mezcla aire-combustible con el fin de obtener una mejor combustión y de esta forma reducir las emisiones de hidrocarburos no quemados y monóxido de carbono.

DESTILACION AZEOTROPICA.- Operación de separación por destilación en la que deliberadamente se añade un agente separador para formar un azeótropo y acrecentar la volatilidad relativa de los componentes por separar.

EXOTERMICO.- Proceso químico que libera calor.

EXTRACCION LIQUIDO LIQUIDO.- También llamada extracción por disolvente, es una operación de transferencia de masa en un sistema en dos fases líquidas, en la cual los componentes se separan en virtud de su distribución en dos líquidos mutuamente insolubles.

FT.- (Calculo de intercambiadores, experimental o empírica).- El factor Ft es usado para corregir la diferencia media logarítmica de temperatura en los cambiadores de calor por efecto de los flujos a contracorriente y en paralelo cuando se tienen dos o mas pasos. Es un factor experimental.

HIDROCARBURO.- Molécula química compuesta de átomos de carbono e hidrógeno como su nombre lo indica.

MISCIBILIDAD.- Término aplicado a sustancias líquidas que expresa la capacidad de mezclarse con otro líquido formando un conjunto heterogéneo.

NUMEROS DE OCTANO RON y MON.- Procedimientos que miden la capacidad de evitar el ruido o golpeteo producido por la gasolina durante un estudio comparativo contra un combustible de referencia formado de n-heptano e isooctano (2,2,3 trimetil pentano).

El octano de una gasolina es el porcentaje de isoctano que debe ser mezclado con n-heptano para reproducir el ruido o golpeteo de la gasolina en evaluación. El isoctano tiene un valor de octano igual a 100 y el n-octano presenta un octano de cero. Una mezcla que reproduce el ruido o golpeteo de una mezcla de 80% de isoctano y 20% de n-heptano se reporta como un producto cuyo octano es igual a 80.

La prueba de Octano por el método de Investigación (RON) se lleva a cabo en un motor de un pistón y de relación de compresión variable. Esta determinación reproduce el desempeño de la gasolina bajo condiciones de operación poco severas (circulación urbana).

La determinación del Octano por el método Motor (MON) establece el desempeño del combustible bajo condiciones más severas, esto es, alta velocidad y temperatura; es el comportamiento esperado del carburante cuando el automovilista transita en una carretera. El equipo usado para la prueba así como el procedimiento de evaluación es similar al usado para el RON solo que en este caso el equipo usado en la determinación del MON opera a mayor velocidad. (r.p.m.).

Generalmente el RON es un valor mayor que el MON, la diferencia entre estos dos valores se llama "sensibilidad". Internacionalmente se usa para la expresión de octanaje de una gasolina el MON y el Índice de Octano, este se obtiene como la mitad de la suma del RON más el MON. Este Índice permite conocer el desempeño del combustible bajo cualquier condición del motor y se reporta como $(R+M)/2$.

OCTANAJE.- Propiedad de gasolinas que expresa su aptitud para evitar el ruido o golpeteo del motor y que depende de la naturaleza de sus elementos constituyentes y los aditivos incorporados a ella. El octanaje de una gasolina se puede medir por dos procedimientos: el método Investigación que se conoce por sus siglas en inglés RON (Research Octane Number) y el método Motor conocido como MON (Motor Octane Number).

PIROLISIS.- Se conoce como pirólisis a cualquier método para descomponer un compuesto mediante calor.

REFORMACION CATALITICA.- Proceso térmico aplicado a las gasolinas para aumentar el número de octano y la susceptibilidad al plomo. La gasolina se somete

durante 10 a 20 segundos a temperatura y presión elevadas. Se usan diferentes catalizadores que deshidrogenan naftenos y los convierten en aromáticos.

UNIDADES DE CRACKING CATALITICO.- En estas unidades los vapores de petróleo se someten a una descomposición sobre un catalizador de sílice y gel de alúmina finamente dividido y donde el movimiento del petróleo mantiene el catalizador en estado de flujo turbulento. El catalizador carbonizado se retira continuamente del reactor y se lleva a un regenerador, en el cuál una corriente de aire mantiene en estado análogo de turbulencia y el carbón se elimina por combustión. El catalizador caliente retorna al fondo del reactor. Este procedimiento genera gasolinas ricas en isoparafinas y aromáticos y los gases contienen porcentajes mayores de olefinas C4 e isobutano.

VAPOR LOCK.- (cierre de vapor) Es la interrupción en el suministro de combustible al motor por la formación de burbujas de vapor en la tubería de abastecimiento o en el carburador, a causa de los hidrocarburos de punto de ebullición demasiado bajo.

BIBLIOGRAFIA

- 1.-ACOSTA R. ET. AL.
Equilibrio líquido-vapor isobárico para los sistemas eter metil tertbutílico y benceno-acetonitrilo. Revista del IMP. Vol. 112 No. 1 pags. 40-46, 1980.
- 2.-ALM K., CIPRIAN M.
Vapor pressures, refractive index at 20 °C and vapor-liquid equilibrium at 101.325 kPa in the methyl Tert butyl ether - methanol system, J. Chem. Eng. Data Vol. 25 No. 2, pags. 100-103 1980.
- 3.-AI CHE
Pervaporation as an Alternative Process for the Separation of Methanol From C₄ Hydrocarbons in the production of MTBE and TAME. Symposium Serv. Vol. 85, No. 272, 1989
- 4.-ALL JARALLAH, ADNAN M. LEE.
Kinetics of Methyl Tertiary Butyl Ether Synthesis. Chemical Engineer Journal Vol. 38, No. 3, 1988
- 5.-ALVAREZ FUSTER CONSTANTINO.
Diseño de equipo: Tanques y recipientes. Facultad de Química UNAM, 1987.
- 6.-A.M. AL-JARALLAH, A. K. K. LEE.
Economics of New MTBE design. Hydrocarbon Processing, July 1988
- 7.-APOSTOLOV
Bench and Operating Test of Automotive Gasolines A-91 and A-93 Ropa Uhle, Vol. 31, No. 4, 1989
- 8.-ARABIAN J.
Evaluation of MTBE as a High Octane. Scientific Engineering. Vol. 12, No. 4, 1987
- 9.-BAKAS S., GREGOR J., COTTREL PAUL.
Integration of technologies for the conversion of butanes in to MTBE. NPRA annual meeting, Marzo 1991. Convention Center, San Antonio, Tx.
- 10.-BAKAS, PUJADO, VORA.
Production of ethers from field butanes and refinery estreance UOP/AICHE summer meeting San Diego Ca 1990.
- 11.-BASF. TECHNICAL REPORT (CI.CO7C31/12)
Manufacture of Tert-Butanol and Optionally MTBE and/or Tert-Butyl Ether. Octubre, 1986
- 12.-BENTHAM M., BAKAS S., KEESOM W.
Isomerization of light olefins for increased ether production. UOP/DeWitt 1993 Petrochemical Review, Houston Tx.
- 13.-CHASE J.D., B. B. GALVEZ.
Maximize Blend Ethers with MTBE and TAME. Hydrocarbon Processing, March 1981
- 14.-CHAVANDO RAMIREZ ARNULFO
Análisis de Sistemas para la Seguridad Industrial en una Terminal de Recibo, Almacenamiento, y Distribución de Cloruro de Vinilo. Tesis de Grado, UNAM, 1990.
- 15.-CONVERS ALAIN, JUGUIN BERNARD.
Make Pure Butanes Via MTBE. Hydrocarbon Processing, March 1981
- 16.-CURSO DE INGENIERIA BASICA DE PROCESO.
Instituto Mexicano del Petróleo
- 17.-CURSO DE DISEÑO DE EQUIPOS
Instituto Politécnico Nacional, ESQUIE. México, D.F. 1975

- 18.-DROSTE
MTBE & Environmentally Safe Octane-Number Enhancer & Key Product of C₄ Processing. Tech Mitt, Vol. 80, No 5
1987
- 19.-DUESSELDORF
MTBE Top For Premium Rohe Dieter. Chemical Industry, Vol. 113, No. 4, 1990
- 20.-FATTORE V., MASSI M., ET. AL.
Crack MTBE for isobutylene Hydrocarbon Processing, Aug. 1981
- 21.-GARIBALDY
Twenty Years of Italian Activity Regarding Oxygenated Products as Gasoline Components, Riv. Combustion (Italia) Vol.
43, No. 1, 1989
- 22.-G.R. MUNDARRIS, M.J. PETTMAN.
Now, MTBE From Butane. Hydrocarbon Processing, October 1980
- 23.-HATCHER W.J. Jr.
Kinetics of Methyl Tertiary Butyl Ether Synthesis: Final Report for Project Year 1986/1987. Report, UA-8013606, 1987
- 24.-HERNANDEZ PRIETO
MTBE Units: Schemes for Deducing Lead Levels in Gasolines, Ingenieria Quimica (Madrid) Vol. 20, No. 230, 1988
- 25.-HERWIG J., SCHELPPINGHOFF B., SCHULWITZ S.
New low energy process for MTBE and TAME, Hydrocarbon processing, June 1984.
- 26.-HOD PAUL Y MEGYESY EUGENE
Pressure Vessel Handbook, Publishing Inc. 3a. Ed. 1975
- 27.-ISCAR FERNANDO
Metil-Ter-Butil-Eter: Fabricación, Usos y Economía. Ingenieria Quimica, Vol. XVI, Num. 187, Oct. 1984
- 28.-JASFI E., MUSTAFA BUSTANI
The Octane Boosting Effects of MTBE in Gasolines of Different Hydrocarbon Compositions, Lembaran Publications
Lemigas Vol. 22, No. 1, 1988
- 29.-J.H. GREGOR, S.T. BAKAS, M.A. ULOWETZ
Converting Field Butanes into MTBE Presented at the Gas Processors Association Anaheim, California, March 16-18,
1992
- 30.-JIANG HE CHENG
Preparation of MTBE Using a low concentration isobutylene C₄ reaction Xiangjiao Gongye (China), Vol. 11, No. 3, 1988
- 31.-LE ANN DUNN
New MTBE Plant to be Built in Houston Hydrocarbon Processing, November 1990
- 32.-MASTERS
Add MTBE Unit Ahead of Alkylation. Hydrocarbon Process International Edition Vol. 67, No. 8, 1988
- 33.-MILLER DAVID J.
National Petroleum Refiners Association.
Ethers Options: MTBE/TAME & ETBE. Technical bulletin. AM-89-58, 1989
- 34.-MONTI
Oxygenated Compounds in Gasoline: Octane Blending Valve and Vehicle Requirements Response. Process World
Petroleum Congress, Vol. 4, No. 12, 1987
- 35.-MTBE ANNUAL 1993.
Dewitt & Company Inc.
- 36.-MUDARRIS G., PETTMAN M.
Now, MTBE from butane. Hydrocarbon processing, Octubre 1980.

- 37.-ÖZNEM S., BAKAS S., ET. AL.
New route to increased MTBE and TAME production. UOP 1992.
- 38.-PATIL LAKSHMI
MTBE and Oxygenates as Gasoline Extenders CEW Chem. Eng. World (India), Vol. 24, No. 9, 1989
- 39.-PELIZZA
Plant Technology for MTBE Manufacture Riv. Combustion (Italia), Vol. 19, No. 13, 1989
- 40.-PEMEX.
Memoria de Labores 1994.
- 41.-R.F. BECKMAN, D.G. CHAPEL
MTBE, Options for a Modern Refinery. Tecnologia Ciencia Educación. Suplemento revista IMIQ Vol. 7, Num. 1, Enero-Junio 1991
- 42.-RODRIGUEZ MARTINEZ NICOLAS.
Reportaje especial sobre gasolinas IMIQ, Vol. 31, Noviembre-Diciembre 1992.
- 43.-ROHM AND HAAS COMPANY.
Amberlist 15. Technical bulletin. 1978
- 44.-SAITO TOSHISUKE
Gasoline from Methanol. Gijutsu Shiryō Mitsubishi Sekiyō Kaishiki Kaisha No. 71 1988
- 45.-SANDOVAL E., ESCAMILLA P., ET. AL.
Meteorología y Contaminación en la Cd. de México. Ciencia y desarrollo Vol. XVIII, No. 103 Marzo-Abril 1992.
- 46.-SCHEIMAN ADOLPH D.
Horizontal Vapor-Liquid Separators Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner Vol. 43, No. 5. May 1964
- 47.-SHARONOV K., ROZHNOV A.M.
Thermodynamics of the production of methyl-t-butyl ether from methanol and isobutylene. Khim Promst (Moscow), No. 10, 1988
- 48.-SCHOLZ B., BUTZERT H., NEUMEISTER J., ET. AL.
Methyl Tert-butyl ether. Ullmanns Encyclopedia of Industrial Chemistry Vol. A16, 1990.
- 49.-SIMBOLOS E IDENTIFICACION DE INSTRUMENTACION.
Traducción de la Norma ISA S5.1 Sociedad de Instrumentistas de América sección México. 1a. Ed. 1982.
- 50.-SVRCEK W., VYSNIAUSKAS T.
Computer aided process design. Hyprotech Ltd. Simulator Manual.
- 51.-TAV, LI-MIN
Acid Catalyzed Formation of MTBE Application Catalysis Vol. 52, No. 2-3, 1989
- 52.-TEJERO
MTBE as an Automobile Fuel. Ingeniería Química. (Madrid) Vol. 19, No. 220, 1987
- 53.-TEXACO DEVELOPMENT CORP.
Jpn. Kokai Tokkyo Koho
One-Step Synthesis of MTBE, November 14, 1989
- 54.-TIRABOSCHI
Use of Oxygen-Containing Compounds in Fuels Pet. Tech., No. 351, 1989
- 55.-UNZELMAN GEORGE H.
National Petroleum Refiners Association
Future Role of Ethers in U.S. Gasoline. Technical bulletin. AM-89-06. 1989
- 56.-VAZQUEZ BRAVO I., V.M. RANGEL AYALA
Proceso de Obtención de Eter Metil Terbutílico (MTBE) Revista del Instituto Mexicano del Petróleo Vol. XX, Núm. 3, Julio 1988

57.-VOLOCH M., M.R. LADISCH.

Laboratory of renewable resources engineering Purdue University, West Lafayette, Indiana 47907 MTBE Process, July 1983

58.-WALLINGTON

Gas-Phase Reactions of Hydroxyl Radicals with the Fuel Additives Methyl Tert-Butyl Ether and Tert Butyl Alcohol over the Temperature Range. Environmental Scientist Technology, Vol. 22, No. 7, 1988

59.-WANG YUNG

Isobaric Vapor-Liquid Equilibrium for the Methanol-MTBE System. Shiyu Huagong (China), Vol. 442, No. 6, 1989

60.-WATKINS R.

Sizing Separators an Accumulators Hydrocarbon Processing, Vol. 46, No. 11, Nov. 1967.

61.-WHISENHUNT CONOCO INC.

Recovery of Methanol in a MTBE Process. Technical Report, Eur. Pat. App. Ep. 264-282

62.-WILLIAM J. PIEL.

National Petroleum Refiners Association

MTBE "The refiner's key to future gasoline production". Technical bulletin. AM-88-66. 1988

63.-WILLIAM J. PIEL

National Petroleum Refiners Association

The Role of MTBE and others Oxygenates under Lead Phasedown. Technical bulletin. AM-86-65. 1986