

104



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

“ ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICO PARA PRODUCIR METIL ETIL CETONA (MEK) EN MÉXICO. ”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A:

ROSENDO MORA JIMÉNEZ





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: ING. JORGE TRINIDAD MARTINEZ MONTES.

VOCAL: ING. JOSÉ LUIS PADILLA DE ALBA.

SECRETARIO: ING. CLAUDIO ARMANDO AGUILAR MARTINEZ

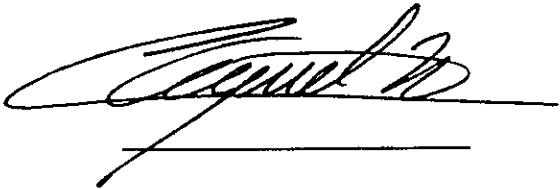
1ER SUPLENTE: ING. RAMÓN ARNAUD HUERTA.

2º SUPLENTE: ING. FERNANDO DE JESÚS RODRÍGUEZ RIVERA

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:
FACULTAD DE QUÍMICA. UNAM.**

ASESOR DEL TEMA:

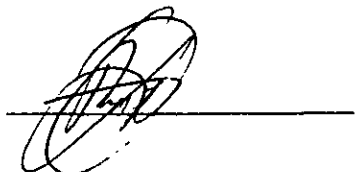
ING. CLAUDIO A. AGUILAR MARTINEZ.



A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Claudio A. Aguilar', written over a horizontal line.

SUSTENTANTE:

ING. ROSENDO MORA JIMÉNEZ.



A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Rosendo Mora', written over a horizontal line.

AGRADECIMIENTOS :

Al Ing. Claudio Aguilar Martínez por el interés y el apoyo prestado para la realización de este trabajo.

Al distinguido jurado conformado por Ing. Claudio Aguilar, Ing. Jorge Trinidad Martínez, Ing. José Luis Padilla, Ing. Ramón Arnaud, Ing. Fernando de Jesús Rodríguez, por su disposición a la revisión de este trabajo y las enseñanzas impartidas en la carrera, para su aplicación en la vida.

A la Facultad de Química por haberme brindado mi formación profesional.

A la UNAM y a todos (Académicos, Administrativos, Trabajadores, etc.) los que con su trabajo mantienen a nuestra institución como la máxima casa de estudios de México.
Así sea por siempre.

DEDICATORIAS:

A mis Padres:

Bardomiano Mora y Petra Jiménez por todo el esfuerzo, sacrificio y apoyo que me brindaron durante toda la vida.

A todos(as) mis hermanos(as):

Ramos, Magos, Cele (q.e.d), Vicky, Tello, Francisco, Vale, Vero y Arturo por todo su apoyo, sabiendo que nunca existirá una forma de agradecer su lucha, sacrificios y esfuerzos por mí, solo quiero decirles que el logro mío es de ustedes, que mi esfuerzo es inspirado en ustedes, mil gracias por todo familia.

A mis primos:

Humberto Mora, José Luis Parra, Tomas, Martín , Angélica, Carmen, Pablo y Cesar.

A la familia Pérez Rodríguez, por el respaldo y ayuda que me brindaron, pero sobre todo por la amistad, por el cariño que recibí de ustedes, gracias por todo.

A la familia Flores Ramírez, Saldivar Durán y Domínguez Gutiérrez con mucho cariño, por la gran amistad que compartimos.

A mis Amigos de Corazón:

Mario (q.e.d), Diana, Toño, Rosa, Alberto, Alma, Eduardo, Lety, Carlos, Adriana, Rubén, Ara, Salud, Vero, Edgar, Mayra, Maggy, Manuel, Carmen, Roberto, Erika, Germán, Eli, José Luis , Martín, Miriam, Alfonso, Juan, Javier, Oscar, Lidia, Lilia, Elena, Enrique, Fernando, José Magno, Sergio, Dimas, Rafael, Elisa, Regina, Araceli Rojas, Rene, Alejandro Many.

Al mejor equipo de fútbol de la generación **"LOS GUERREROS"**, por los bellos momentos vividos en la Facultad.

CONTENIDO.

Introducción	1
Objetivos	3
CAPÍTULO 1.GENERALIDADES DEL PRODUCTO	4
<hr/>	
1.1.Marco general del producto (MEK)	4
1.1.1.Estructura química	4
1.1.2.Propiedades físicas	5
1.1.3.Propiedades químicas	5
1.2.Usos principales de la Metil Etil Cetona (MEK)	8
1.3.Toxicología y Seguridad Industrial	9
1.3.1.Peligros potenciales	9
1.3.1.1.Inflamabilidad	9
1.3.1.2.Toxicidad	9
1.3.1.3.Estándares y límites de exposición	10
1.3.2.Estabilidad y reactividad	10
1.3.3.Precauciones en su manejo y almacenamiento	11
1.3.3.1.Equipo de protección	11
1.3.4.Medidas de seguridad y tratamientos de emergencia	11
1.3.4.1.Riesgos a la salud	11
1.3.4.2.Primeros auxilios	11
1.3.4.3.Precauciones contra incendio	12
1.3.5.Derrames y fugas	13
1.3.6.Transportación	13
CAPITULO 2. ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGIAS	14
2.1.Tecnologías existentes para producir MEK	14
2.2.Procesos de obtención de MEK	14
2.2.1.Deshidrogenación Catalítica del alcohol secbutílico (SBA) en fase gaseosa.	15
2.2.2.Hidratación directa de n-butenos	15
a) Proceso Deutsche Texaco. A .G.	
2.2.3.Oxidación de n-butenos	18
a) Proceso Deutsche Texaco.	
2.2.4.Oxidación directa de n-butanos y butilenos	20
a) Proceso Maruzen.	
2.2.5.Oxidación directa de n-butenos	23
a) Proceso Hoechst Wacker	
2.2.6.Oxidación en fase líquida de n-butanos	23
2.3.Selección del proceso técnicamente más viable para producir MEK	24

CAPITULO 3. ESTUDIO DE MERCADO.	35
3.1.Marco de referencia	35
3.2.Materia Prima (n-butenos)	35
3.3.Producto (MEK)	41
3.4.Analisis de la oferta y la Demanda de MEK	41
3.5.Consumo Nacional Aparente	42
3.6.Usos,aplicaciones e industrias consumidoras de MEK	44
3.6.1.Distribución geográfica de las principales empresas consumidoras.	44
3.7.Calidad requerida y especificaciones	45
3.8.Precio de la MEK	46
3.8.1.Precio Interno	46
3.8.2.Precio Externo	47
3.9.Plaza	48
3.10.Promoción	48
3.11.Posición	49
3.12.Perfil de la MEK en el mercado de los Estados Unidos	49
3.13.Productos sustitutos	50
3.14.Proyecciones	51
3.15.Localización de la planta de MEK	54
3.15.1.Factores que intervienen en la localización de la planta	54
3.15.2.Factores Objetivos	54
3.15.3. Otros factores	55
3.16.Selección de la zona para la instalación de la planta de MEK	55
CAPITULO 4. ESTUDIO TÉCNICO	57
4.1.Bases de diseño	57
4.2.Balance de materia y energía	69
4.3.Diagrama de flujo de proceso (DFP)	71
4.4.Lista de equipo	73
4.5.Descripción del proceso de MEK	76
4.6.Criterios del proceso	80
4.6.1.Criterios básicos de diseño del proceso	80
4.6.2.Criterios de diseño de equipo	81
4.7.Filosofías de operación	87
4.8.Hoja de datos de los principales equipos de proceso	91

CAPITULO 5. ESTUDIO ECONÓMICO	102
5.1. Bases económicas	102
5.2. Estimación de la inversión total	102
5.2.1. Inversión de capital fijo	102
5.2.2. Gastos preoperativos y de arranque	105
5.2.3. Capital de trabajo	105
5.3. Costo total del producto	107
5.3.1. Costo de producción	107
5.3.1.1. Costos Variables	107
5.3.1.2. Costos fijos	109
5.4. Gastos generales	110
5.4.1. Gastos administrativos	110
5.4.2. Gastos comerciales	112
5.4.3. Gastos de investigación y desarrollo	112
5.5. Criterios de Evaluación Económica de Proyectos	114
5.5.1. Valor presente neto (VPN)	114
5.5.2. Tasa interna de recuperación (TIR)	116
5.5.3. Tiempo de recuperación de la inversión (TRI)	116
5.5.4. Índice de rentabilidad (IR)	117
5.6. Análisis de Sensibilidad	117
CAPITULO 6. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES	119
6.1. Análisis de Resultados	119
6.2. Conclusiones	122
Referencias Bibliográficas	124
APÉNDICES	
Apéndice 1.- Recipientes y Bombas	127
Apéndice 2.- Cambiadores de calor	139
Apéndice 3.- Nomogramas para estimación de costo de equipo	159
Apéndice 4.- Estimación de costo de equipo	171

INTRODUCCIÓN

Actualmente, México se encuentra en un momento muy importante en el proceso de su evolución económica, política y social al enfrentarse a una serie de transformaciones importantes y trascendentales como lo es la reestructuración industrial con la finalidad de contar con empresas productivas y eficientes, así como la concientización de los empresarios nacionales sobre la necesidad de ofrecer al cliente productos de calidad a precios competitivos a nivel internacional, como consecuencia de la apertura económica y la integración al mercado.

Por lo anterior resulta de vital importancia la planeación estratégica a largo plazo de las empresas, así como la justificación de la factibilidad de cualquier proyecto de inversión. Así pues, es importante un conocimiento profundo, tanto de las empresas mismas como del actual entorno económico, político y social, analizando las posibilidades que éste puede ofrecer a fin de minimizar el riesgo y maximizar las posibilidades de éxito de las empresas, a fin de lograr la incorporación en forma dinámica a los mercados internacionales.

Un estudio de factibilidad técnico-económico nos permite conocer el panorama económico dentro del mercado, donde se sitúa el producto, Metil Etil Cetona (MEK), además si técnicamente es viable el proceso, para la producción del producto.

El presente trabajo de tesis tiene como principal objetivo el de realizar un estudio de prefactibilidad técnico-económico para producir y comercializar Metil Etil Cetona (MEK) en México, dada su importancia industrial al ser usado principalmente como componente en sistemas de solventes de laca vinilica, mejor solvente para adhesivos, etc. Considerando además los volúmenes de importaciones de MEK a la alza que se vienen dando en los últimos años debido a la inexistencia de oferta nacional así como la creciente demanda a nivel mundial.

Primero se muestra la estructura química, propiedades físicas y químicas de la MEK, así como la descripción de los procesos de obtención, afin de llevar a cabo la selección del proceso mas adecuada desde el punto de vista técnico. Mediante un estudio de mercado se identificarán las empresas consumidoras del producto, ubicando geográficamente al mercado potencial, así como la localización de la planta de MEK en función de los factores objetivos (materia prima, demanda, capacidad, infraestructura) y otros tales como: condiciones económicas, políticas y sociales del entorno.

En base a la información recabada (Exportaciones, importaciones, consumo nacional aparente, etc.) se propone la instalación de una planta para producir MEK en México con una capacidad determinada. Se proponen las bases de diseño de la misma, se realizará el balance de materia y energía para calcular las dimensiones de los equipos principales de proceso, se elaboraran las hojas de datos de éstos equipos.

El monto de la inversión en capital fijo requerida se estimará a través de las especificaciones mediante precotizaciones ó estimaciones de los equipos de proceso involucrados en el proceso. También se analizarán los diferentes costos y gastos que inciden en el proyecto, como: costos fijos, variables, directos e indirectos, así como los gastos preoperativos y de arranque, gastos generales e inversión en capital de trabajo.

Se realizará un estudio económico, con los principales indicadores como: Tasa interna de recuperación (TIR), Valor presente neto (VPN), Tiempo de recuperación de la inversión (TRI), Índice de rentabilidad (IR), y con base en los resultados obtenidos se podrá sugerir a inversionistas si es rentable ó no la producción de MEK en México.

Por último se hará un estudio de sensibilidad, modificando el valor de las variables como ventas, producción, precio de la materia prima, para poder observar si con los cambios hechos en las variables el proyecto sigue siendo rentable y atractivo para invertir.

OBJETIVOS

- 1) Desde el punto de vista Técnico seleccionar, cual es el mejor proceso para obtener Metil Etil Cetona (MEK) en función de sus características funcionales, de procesamiento y de complejidad
- 2) Una vez definido el proceso técnicamente más viable determinar:
Los Indicadores económicos del proceso que a continuación se mencionan para determinar su Viabilidad.
 - a) Valor Presente Neto (VPN).
 - b) Tasa Interna de Recuperación (TIR).
 - c) Tiempo de Recuperación de la Inversión (TRI).
 - d) Índice de Rentabilidad (IR).
- 3) Se elaborará un prediseño de la planta para obtener sus principales características y determinar su inversión y costos

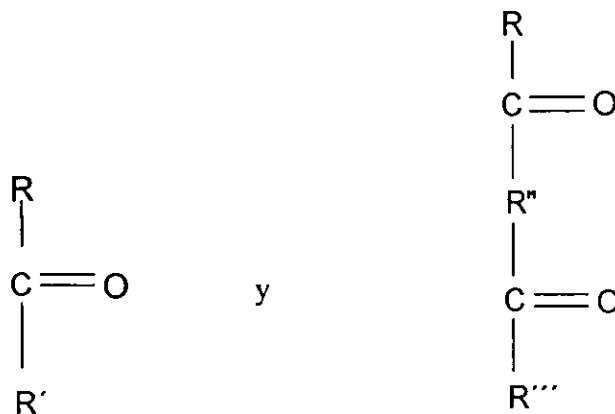
CAPÍTULO 1

GENERALIDADES DEL PRODUCTO (MEK)

1.1. Marco general del producto (MEK).

1.1.1. Estructura Química

Las cetonas son compuestos orgánicos que contienen uno ó más grupos carbonilos unido a dos átomos de carbono y son representados por la formula general:



Dependiendo de la naturaleza de los grupos hidrocarburos (R,R',R'',R''') unido al grupo carbonilo las cetonas son clasificadas como:

- Simétricas ó Alifáticas simples, como la Acetona, CH_3COCH_3
- Simétricas aromáticas, como la Benzofenona, $\text{C}_6\text{H}_5\text{COC}_6\text{H}_5$,
- Antisimétricas o una combinación de Alifáticas - Aromáticas, como la Metil- Etil Cetona, $\text{CH}_3\text{COC}_2\text{H}_5$ (MEK) y la acetofenona, $\text{CH}_3\text{COC}_6\text{H}_5$.
- Alicíclicas, como la Ciclopentanona ó heterocíclica.

La metil etil cetona es un compuesto químico estable de bajo punto de fusión que posee excelentes propiedades de solvente.

Nombres:

Metil etil cetona
Etil metil cetona
2-butanona.

Formula: $\text{C}_4\text{H}_8\text{O}$.

Composición:

C = 66.6 %
H = 11.11 %
O = 22.2 %

Peso Molecular: 72 g/gmol

1.1.2. Propiedades físicas².

Tabla 1.1. Propiedades Físicas

Peso molecular		72.104
Punto de ebullición a 1 atm, °C		79.6
Punto de fusión, °C		-86.9
Temperatura de auto ignición, °C		505
Temperatura crítica, °C		262.5
Presión crítica, Mpa		4.15
Densidad a 20 °C, g/ml		0.8016
Constante dieléctrica del líquido a 20 °C		15.45
Momento dipolar, Debyes		3.18
Conductividad eléctrica a 20 °C, Ohm ⁻¹ cm ⁻¹		5.00E-08
Límites de explosividad en aire a 20 °C y 101.3 kPa, % en vol.	Máximo	10
		173.4
Punto de eb. de su azeótropo con H ₂ O, °C		
Punto de Flasheo, °C	Abierto	-17.6
Calor molar, cp a 23.8 °C, J/mol K		160.8
Calor de combustión, J/mol		
Calor de fusión, J/mol		7456
Calor de vaporización a 79.6 °C, J/mol		31.2
Calor específico, J/g*°C		2.3
Índice de refracción, nD		1.3791
Solubilidad en agua a 20 °C, % fracción masa.	MEK en	27.5
	Agua	
	Agua en MEK	12.5
Entalpía de combustión a presión cte y 25 °C, KJ/mol		-2444.3
Presión de vapor, atm		0.105
Viscosidad dinámica a 20 °C, mPa*s		0.323

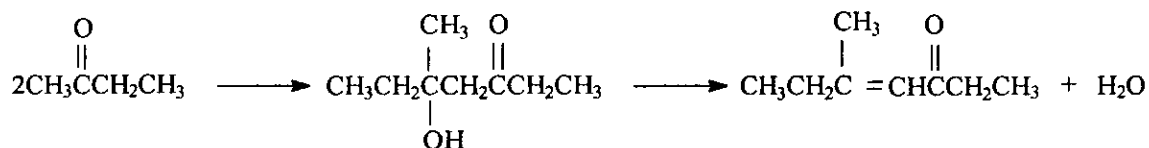
1.1.3. Propiedades químicas.

La MEK puede ser ampliamente utilizada en síntesis químicas¹. Su reactividad se centra alrededor del grupo carbonilo y sus átomos de hidrógeno adyacentes. Bajo condiciones adecuadas se pueden llevar a cabo condensaciones, halogenaciones y oxidaciones.

Algunas reacciones típicas son:

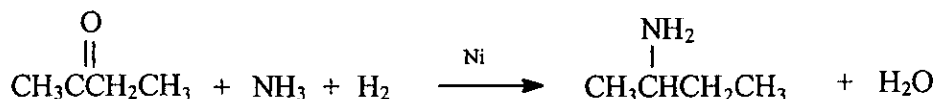
a) Autocondensación

La condensación aldólica de dos moles de MEK produce una hidroxicetona que se deshidrata rápidamente a una cetona no saturada.



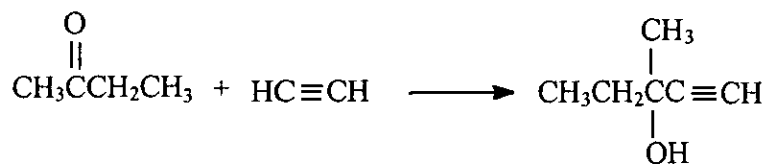
b) Condensación con otros compuestos

La reacción con aldehídos da cetonas de mayor peso molecular como son los cetales y los compuestos cíclicos, dependiendo de las condiciones de reacción. β-cetonas son producidas por la condensación de MEK con ésteres alifáticos. La condensación de MEK con glicoles y óxidos orgánicos dan derivados de dioxalano. Sec-butilamina es formada por la reacción entre MEK y amoniaco acuoso e hidrógeno.



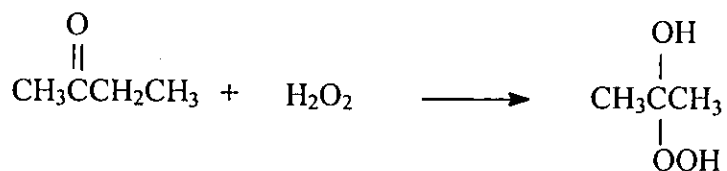
Un exceso de MEK en esta reacción producirá di-sec-butilamina.

Cuando la MEK reacciona con acetileno el producto es metil pentinol, un compuesto hipnótico.

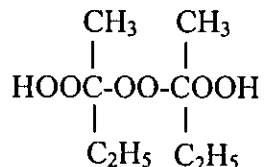


c) Reacciones misceláneas

La oxidación de MEK con oxígeno produce diacetil, un material saborizante. La cloración produce mezclas de derivados mono y diclorados en varios porcentajes dependiendo de las condiciones de reacción. La reacción de MEK con peróxido de hidrógeno produce una mezcla de peróxidos e hidroperóxidos, los cuales son usados para curar resinas de poliéster a temperatura ambiente.



Este producto de adición inicial es el precursor inestable de siete peróxido e hidroperóxidos estables. De estos, 2,2'-dihidroperoxi-2,2'-dibutil peróxido está presente en la mayor proporción (cerca del 45%) en la mezcla de peróxidos.



Los peróxidos MEK son ampliamente usados como catalizadores para la polimerización de las resinas del poliéster a temperatura ambiente. El producto de la condensación del MEK y el m-fenilén diamina es un eficiente agente para curar resinas epóxicas. La MEK y el acetato de cobalto funcionan juntos como un catalítico específico, como un oxidante simple, de p-xileno a ácido tereftálico.

Las monocetonas alifáticas, como la MEK, funcionan como catalizadores en la polimerización del polietilén tereftalato donde, necesariamente, aceleran sus tiempos de condensación y causan menos amarillamiento del polímero que el trióxido de amonio. La MEK también es usada en la preparación de catalizadores complejos usados en la polimerización sindiotáctica de olefinas como el propileno.

El fenol, glioxal, formaldehído, acetaldehído, furfuraldehído y otros químicos pueden reaccionar con la MEK para formar resinas útiles para adhesivos, recubrimientos, productos moldeados e insulación eléctrica. La MEK reacciona con acrilonitrilo para producir un dinitrilo, el cual por hidrogenación produce aminas.

1.2. Usos principales de la Metil Etil Cetona (MEK).

En recubrimientos la MEK es ampliamente usada como componente en sistemas de solventes de laca vinílica. Su activa solvencia con polímeros de vinil acetato y cloruro de vinilo-vinil acetato hace posible formular lacas muy sólidas conteniendo grandes cantidades de diluyentes de hidrocarburos económicos; además es un fuerte solvente de celulosa y es muy usado en lacas para automóviles y muebles. Su baja gravedad específica permite producir mayores volúmenes de lacas básicas o thinners por libra que los que se pueden producir con solventes más pesados.

La MEK es también solvente de muchos sistemas de resinas. Es extremadamente eficiente en rápido secado de pinturas y ha llegado a ser un componente importante que reemplaza solventes más contaminantes tales como el Tolueno que es usado en formulaciones de resinas.

Por sus excelentes propiedades de solvente y rápida evaporación es el mejor solvente para adhesivos. Es muy usado como solvente de poliuretano, hule de nitrilo, y cementos industriales con base neopreno. Por ejemplo adhesivos con alta fuerza y resistentes al aceite, adhesivos para laminación activados por calor, cementos de baja temperatura y activados por calor, pegamentos para poliestireno, cloruro de polivinilo y plásticos de cloruro de polivinilo-polivinil acetato.

En aplicaciones de tintas la alta solvencia y rápida evaporación de la MEK hacen que sea un componente importante de tintas para impresión, y también tiene algunas aplicaciones en impresión de pantallas de seda.

La MEK tiene una gran variedad de otras aplicaciones incluyendo removedores y solventes de pinturas, lacas y barnices, solvente de limpiadores de máquinas, y aplicaciones farmacéuticas incluyendo la recuperación y concentración de penicilina. Además tiene aplicaciones en la manufactura de insecticidas, fungicidas, germicidas, armas de fuego sin humo, películas fotográficas, piel artificial y muchos tipos de plásticos.

Usado como solvente en la producción de drogas, cocaína, morfina, heroína, etc.

Tabla 1.2. Usos principales de la MEK

Usos	Porcentaje
Recubrimientos	55
Adhesivos	16
Cintas magnéticas	6
Tintas para impresión	5
Intermediario químico	4
Otros	5
Exportación	9
Total	100

Más de la mitad de la MEK producida en los Estados Unidos tiene aplicaciones en disolventes de recubrimientos, también tiene un uso significativo en adhesivos, tintas para impresión, cintas magnéticas, solvente de extracción, fluidos de limpieza y teñidos.

1.3. Toxicología y Seguridad industrial

1.3.1. Peligros potenciales

1.3.1.1. Inflamabilidad.

Se considera a la MEK como un líquido flamable se incendia fácilmente por calor, chispas ó flamas. Los vapores pueden formar mezclas explosivas con el aire, así como viajar a una fuente de incendio y regresar en flamas. Aunque a temperaturas ordinarias no presenta problemas de flamabilidad dado que su temperatura flash se encuentra por abajo de la temperatura ambiente, por lo que el riesgo de incendio es moderado. No obstante, expuesto al calor, flama u oxidante es altamente flamable

1.3.1.2. Toxicidad

La MEK no es considerada altamente tóxica, no posee efectos tóxicos acumulativos, sin embargo, es flamable y puede formar mezclas flamables al contacto con el aire. Es severamente irritante de los ojos y puede causar daños al tejido ocular si no es removido rápidamente. En altas concentraciones su vapor irrita las membranas mucosas y si es inhalado actúa como anestésico por lo tanto se recomienda evitar inhalar sus vapores y mantener las concentraciones por debajo del valor límite permitido de 100 ppm en aire. Tiene baja toxicidad al contacto con la piel, pero si es frecuente y prolongado puede irritar y causar dermatitis. Si se ingiere, posee un bajo índice de toxicidad.

El límite de olor de la MEK es 10 partes por millón, ambos MAK y TLV están establecidos a 200 partes por millón. La inhalación de los vapores de MEK tiene efectos narcóticos. El vapor irrita los ojos, fosas nasales y las membranas mucosas de la faringe. Un contacto frecuente y prolongado con líquidos de MEK causa poca irritación o en mayores cantidades pérdida de la piel.

La MEK es usualmente absorbida a través de las vías respiratorias. También puede ser absorbida a través de la piel, en conejos el LD₅₀ de la piel es aproximadamente 0.008 g/ml. El metabolismo de la MEK ha sido estudiado en puercos de Guinea. La MEK es tanto reducida a 2-butanol como oxidada a 3-hidroxi-2-butanona. Sin embargo los subproductos no deseados 2-hexanona y n-hexano son posteriormente oxidados para formar un compuesto neurotóxico (2,5-hexanodiona) después de la oxidación del átomo de carbono, la hidroxi-butanona se convierte a 2,3-butanodiol.

Las pruebas en animales han mostrado que el efecto neurotóxico de la 2-hexanona puede ser incrementado por administración simultánea de MEK. La inhalación crónica de 200 ppm (MKA, TLV) no parece ser dañino.

Aún en concentraciones en lugares cerrados de 500 a 700 ppm durante un periodo de tiempo largo no causan daño permanente.

La concentración letal promedio para peces es 6.9 g /ml.

1.3.1.3. Estándares y límites de exposición.

El límite permisible de exposición² OSHA PEL (U.S. Occupational Safety and Health Administration's Permissible Exposure Levels), frente a la MEK es de 200 ppm, considerando un tiempo promedio ponderado de una semana normal de trabajo de 8 horas al día (40 hrs. a la semana), al cual, los trabajadores pueden estar expuestos sin sufrir efectos adversos a su salud.

Análogamente, tanto la ACGIH (The American Conference of Governmental Industrial Hygienists), como la DFG MAK (German Research Society's Maximum Allowable Concentration Values) establecen un valor umbral límite de 200 ppm (590 mg/m³) como límite permisible de exposición.

1.3.2. Estabilidad y Reactividad.

La metil-etil cetona (MEK) es un material estable bajo las condiciones normales de almacenamiento (temperatura ambiente y presión atmosférica).

En relación con su incompatibilidad con otros compuestos cabe resaltar que puede reaccionar violentamente con agentes oxidantes, bases y agentes reductores fuertes.

Reacciona con peróxido de hidrógeno (H₂O₂), y ácido nítrico (HNO₃) formando productos explosivos sensibles al calor y al choque.

Ignición al contacto con terbutóxido de potasio. Mezclado con 2-propanol puede producir peróxidos explosivos.

Vigorosa reacción con cloroformo + álcali. Incompatible con ácido clorosulfónico y oleum.

1.3.3. Precauciones en su manejo y almacenamiento.

1.3.3.1. Equipo de protección para su manejo.

Los dispositivos de seguridad y de protección que se recomienda usar para evitar el contacto con la MEK, durante su manejo son: guantes resistentes a los químicos, ropa protectora para evitar la posibilidad de contaminación de los ojos, se recomienda utilizar máscaras faciales ó goggles y otros equipos de protección como:

- a) Equipo de aire autónomo de presión positiva (SCBA)
- b) El traje para bomberos profesionales proporciona solamente protección limitada.
- c) Debido a su olor característico, es necesario una adecuada ventilación en el área de trabajo.

La vida de almacenamiento de la MEK es limitada. Los contenedores de acero al carbón (ST 3529) son convenientes para cortos periodos de almacenamiento y contenedores de acero inoxidable (316-SS) con forro de estaño son apropiados para largos periodos de almacenamiento. Una vez que la auto catálisis ha empezado, ésta continua aún almacenada en contenedores inertes.

Durante largos periodos de almacenamiento la formación de peróxidos puede ser prevenido. Es recomendable que el almacenamiento del producto sea en un lugar fresco y seco frío, bien ventilado y lejos de fuentes de ignición ó de calor. Así mismo, debido a que la MEK es empleado principalmente como solvente, es preciso almacenarlo lejos de fuentes de calor, chispas flamas. Los recipientes para su almacenamiento, deben mantenerse cerrados herméticamente.

1.3.4. Medidas de seguridad y tratamientos de emergencia.

Las instalaciones en donde se maneje la MEK deberán contar con lavabos, lava ojos y regaderas de seguridad.

1.3.4.1. Riesgos a la salud.

Puede ser perjudicial por inhalación, ingestión y absorción por la piel . Causa severa irritación a la piel. La MEK es irritante a las membranas mucosas y sobre el sistema respiratorio. La exposición puede causar: nausea, mareo, dolor de cabeza, malestares gastrointestinales, dermatitis y efectos narcóticos.

1.3.4.2. Primeros auxilios.

En caso de contacto con ojos y piel, se procede inmediatamente a su lavado con bastante agua por lo menos 20 minutos, habiendo previamente removido la ropa y zapatos contaminados por algún accidente de trabajo ó por otras causas. Si inhaló vapores de MEK conducir a la persona afectada a un lugar que cuente con aire fresco. En caso de contacto con la piel lavar la parte

afectada inmediatamente con agua y jabón. Mantener a la víctima en reposo, con la temperatura corporal normal. Si no respira dar respiración artificial. Si respira con dificultad proporcionarle oxígeno. Si ingirió MEK lavar la parte exterior de la boca con agua, llamar al médico. Lavar la ropa contaminada antes de rehusarse. Asegurarse de que el personal médico tenga conocimiento de los materiales involucrados y tomar las precauciones pertinentes para protegerse así mismos.

Todo el personal que maneje MEK deberá de estar capacitado en aplicar los primeros auxilios, además el personal de mandos medios y altos deberá tener entrenamiento de conocimientos médicos para enfrentar emergencias,

1.3.4.3. Precauciones contra incendio.

Para evitar un incendio se debe mantener la metil etil cetona (MEK), alejado de cualquier chispa, flama abierta y reductores fuertes.

Peligro de explosión de vapor de MEK en exteriores, interiores ó alcantarillas.

A continuación se describen los principales tipos y medios de combate:

a) Medio extintor

Los medios de extinción adecuados para combatir un incendio son agua nebulizada, polvos químicos, espumas ó dióxido de carbono.

Para mantener frescos los contenedores de la MEK expuestos a un incendio es recomendable utilizar aspersores de agua.

b) Incendios pequeños

Usar para su combate polvos químicos secos, dióxido de carbono, rocío de agua ó espuma resistente al alcohol.

c) Incendios grandes.

Use rocío de agua, niebla ó espuma resistente al alcohol, evitar usar chorros rectos. Mueva los contenedores del área del fuego si lo puede hacer sin ningún riesgo.

d) Tanques, Vagones ó Remolques y sus cargas que involucra incendio.

Combata el incendio desde una distancia prudente ó utilice soportes fijos para mangueras ó chiflones reguladores.

Enfríe los contenedores con chorro de agua hasta que el fuego se haya extinguido.

Retírese si sale un sonido creciente de los mecanismos de seguridad de las ventilas, ó si el tanque se empieza a decolorar.

Siempre manténgase alejado de los extremos de los tanques.

Para incendios masivos utilizar los soportes masivos para mangueras ó los chiflones reguladores; si esto es imposible ,retirarse del área y dejar que arda .

Si el carro de ferrocarril y/ó auto tanque esta involucrado en un incendio aisle a la redonda 800 m a, también considere evacuación inicial a la redonda de 800 m.

1.3.5.Derrames y fugas.

En caso de presentarse derrames ó fugas², es preciso evitar toda fuente de ignición, ventilar el área del derrame y recoger con un material absorbente como arena, el material derramado. Posteriormente, debe lavarse bien la superficie con abundante agua, evitando su entrada a los colectores ó drenajes generales de la planta, mediante la canalización de ésta a fosas abiertas para su recuperación y posterior tratamiento y disposición. En cuanto a los desperdicios del material absorbente empleado, deben de colocarse en contenedores apropiados, para su posterior tratamiento y por último desecharlos en lugares indicados.

Considerar la evacuación inicial a favor del viento por lo menos 300 m.
Los productos de descomposición son el CO y CO₂

1.3.6.Transportación.

La Metil-Etil Cetona se transporta en carros tanque ó vagones cisterna y/o tambores de acero al carbón.

En aviones de carga se recomienda transportar 60 litros como máximo, y hasta 5 litros en avión comercial.

De acuerdo a la clasificación **DOT**¹ (U:S. Department of Transportation) la metil -etil cetona es considerado como un liquido flamable.

Las siguientes regulaciones para transportación de MEK pueden ser observadas:

- a) Código MDG: D 3308, KI. 3.2 UN no. 1193, RID, ADR:clase 3.
- b) Rn 301, 2301, y 6301 respectivamente, no 1 a categoría Kln.
- c) Consejo Europeo, libro amarillo 78/79: no. 606-002-00-3.
- d) Comunidad Europea: pauta / VgAs, no. 606-002-00-3.
- e) UK :libro azul Fla. L. Código IMDG E-3080.
- f) USA: CFR 49, 172.101.
- g) LATA RAR: art No. 726 Fla.L.

CAPITULO 2

ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGÍAS

2.1. Tecnologías existentes para producir MEK.

1. Standard Oil.
2. Esso Research & Engineering.
3. Maruzen Oil
4. Knapsack Griesheim.
5. Toyo Rayón.
6. Ruhrchemie.
7. Veba-Chemie.
8. Shell Chemie.
9. Deutsche Texaco A.G.
- 10.-Hoechst - Wacker.

Existen muchos procesos para producir MEK, como podemos observar en la lista anterior; sin embargo sólo algunos de ellos proporcionan información acerca del proceso en general.

Durante la década pasada la industria química incrementó el uso de metil etil cetona (MEK), lo que ha llevado a la búsqueda de nuevas tecnologías o mejoras a las ya existentes, así como a la determinación de la factibilidad y requerimientos para su manufactura.

La MEK es de particular interés para la industria de recubrimientos y ha tenido una gran aceptación como solvente de nitrocelulosa y resinas vinílicas en los últimos diez años.

2.2. Procesos de obtención de MEK^{1,2}.

Más del 88% de MEK actualmente es producido por deshidrogenación catalítica del sec-butanol (SBA). El SBA puede ser fácilmente producido por hidratación de n-butenos en procesos de dos pasos, donde el catalizador utilizado es el ácido sulfúrico (H_2SO_4) y en procesos de un paso por adición directa del agua, donde son empleadas las resina de intercambio Ion ácido. El restante 12 % es producido por procesos en los cuales el butano líquido, es oxidado catalíticamente, dando ácido acético y MEK.

La oxidación directa de n-butanos (Proceso Maruzen y Hoechst Wacker), no han sido generalmente aceptados, porque forman subproductos indeseados.

La auto-oxidación del alcohol sec-butilico líquido da MEK y peróxido de hidrogeno y la hidratación oxidativa catalítica de n-butanos gaseosos son también antieconómicos.

La oxidación de n-butenos con etilbenceno hidropéroxido para formar óxidos de butileno y la subsecuente hidratación a formación de cetonas es moderadamente atractiva estireno, n-butanol y MEK son obtenidos juntos en el proceso.

2.2.1. Deshidrogenación catalítica de alcohol sec-butílico (SBA) en fase gaseosa.

Metil-etil cetona (MEK) es usualmente producida por deshidrogenación en fase vapor de alcohol sec-butílico (SBA). El proceso es complicado consiste de dos pasos, los n-butenos primero son hidratados para dar alcohol sec-butílico. La deshidrogenación es catalizada por zinc, cobre o bronce a altas temperaturas y bajas presiones (<345 Kpa ó 3.4 atm). El proceso tiene una alta conversión del alcohol sec butílico y una gran selectividad hacia la MEK en el rango de 90-95 %.

La concentración de MEK en la mezcla de reacción se incrementa con la temperatura y alcanza un máximo aproximadamente a 350°C. Deshidratación de SBA a butenos tiene lugar una reacción lateral sobre óxido de zinc, platino ó alúmina, así como, cobre y zinc son recomendados como catalizadores para hidratación para SBA acuoso.

Comercialmente los catalizadores usados son reactivados por oxidación, después de 3 a 6 meses de uso. Éstos tienen una vida expectativa de varios años. La vida del catalizador y conversión de alcohol son dañados por la contaminación del agua, oligómeros de butano y disecbutil éter.

La deshidrogenación catalítica de SBA es una reacción endotérmica (-51KJ/mol).

La vida corta del catalizador y las altas temperaturas de reacción limitan su aplicación a nivel industrial.

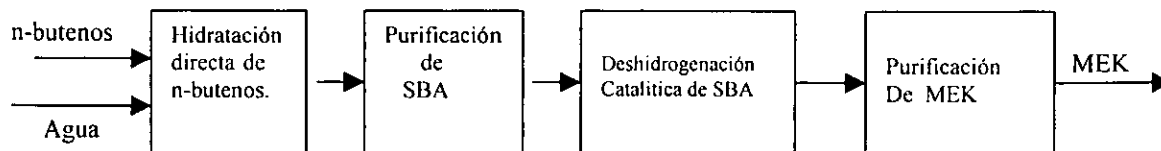
En Europa, la deshidrogenación en fase líquida del alcohol sec-butílico se lleva a cabo a bajas temperaturas. La reacción es llevada sobre níquel raney ó cromato de cobre a 150°C y la MEK e H₂ son separados en fase de vapor. Otra ventaja de éste proceso incluye un mejor rendimiento, larga vida del catalizador, separación del producto de manera simple y bajo consumo energético.

2.2.2. Hidratación directa de n-butenos.

a) Proceso Deutsche Texaco A.G.

Este proceso consiste primero en la hidratación directa de n-butenos^{21,22,23} para obtener el alcohol secbutílico (SBA) y posteriormente se realiza una deshidrogenación catalítica del (SBA)¹⁸ para obtener la MEK fig(2.1).

Figura 2.1
 PROCESO DEUSTCHE-TEXACO.A.G.
 (HIDRATACIÓN DIRECTA DE N-BUTENOS)



Proceso en el cual el alcohol sec-butílico anhidro ha sido producido desde 1983 por hidratación directa de n.butenos catalizada por una resina de intercambio ion ácido, éste es deshidrogenado sobre un catalizador a base de cobre a (240-260.°C) bajo presión normal. La conversión es de 90-95 % y la duración del catalizador hasta que es necesaria su reactivación es de 3-4 meses, esto hace al proceso económicamente atractivo.

Este proceso fue desarrollado por Deutsche-Texaco en similitud con el proceso de hidratación directa del alcohol isopropílico.

Para la obtención de la MEK, primero se obtiene secbutanol a partir de n-butenos y agua en una reacción exótermica catalizada por protones, la cual tiene lugar en los sitios activos de un catalizador sólido(Resinas de poliestireno sulfonada mezclada con divinil-benceno). Las mezclas de butenos y agua son prácticamente inmiscibles, por lo que coexisten tres fases involucradas en la reacción, que son:

fase sólida (catalizador),una líquida (agua) y una fase crítica (orgánica).

La reacción para 1-buteno es:



Los otros isómeros de n-buteno reaccionan de la misma forma. Las resinas de poliestireno sulfonada mezclada con divinil-benceno han sido usadas como catalizadores en los procesos de hidratación. Su estabilidad aumenta conforme aumenta el contenido de divinil-benceno, sin embargo, éste produce la hidrólisis de los grupos sulfónicos. El grado óptimo de la mezcla se encuentra entre 8-12 %.

Los n-butenos son considerablemente menos reactivos que el isobuteno y propeno. Esto hace necesario temperaturas elevadas por lo que la resina de intercambio catiónico fuertemente ácida debe de ser suficiente estable contra la perdida hidrolítica de grupos sulfónicos a condiciones de operación.

El proceso se lleva acabo de la siguiente manera:

La corriente de alimentación es mezclada con agua de proceso por medio de un mezclador estático para garantizar un mezclado parcial esta mezcla precalentada es

alimentada al reactor donde pasa a través de varias camas catalíticas en forma ascendente, produciéndose el sec-butanol.

El agua de alimentación se mezcla con la corriente circulante. En cada cama catalítica el agua es separada de la fase orgánica y eliminada del reactor, mientras que el agua de proceso es enviada a las camas subsecuentes. Además de una pequeña cantidad de sec-butanol, el agua eliminada contiene iones liberados del catalizador. Para remover éstos componentes corrosivos del circuito, se pasa a través de un intercambiador iónico, ubicado fuera de límites de batería.

El efluente de la fase orgánica es enfriado con la alimentación del reactor, que pasa a través de un tanque donde el agua es separada y entra a la columna debutanizadora, la corriente del domo, donde se encuentra el sec-butanol, está seca y contiene menos del 0.1 % de hidrocarburos C₄, otros porcentajes de éter secbutílico algo de alcohol terbutílico, así como dímeros de olefinas y pequeñas cantidades de compuestos de alta ebullición. El grado de purificación depende del uso que se le vaya a dar. El producto de domos es recirculado al reactor de hidratación directa de n-butenos.

Los butanos inertes que han entrado al sistema con la alimentación deben de ser eliminados de butenos, pueden seguir las siguientes rutas:

- a) A una unidad de Alquilación.
- b) A un sistema de recuperación de butenos para que retornen al reactor.
- c) Al sistema de combustible.

La rapidez de reacción es proporcional a la concentración en el reactor, ésta depende del grado de conversión deseado y del contenido de buteno en la alimentación. Para corrientes de alimentación concentradas (superiores de 90-95%), la reducción del contenido de n-buteno en el efluente del reactor es menor con los niveles de conversión deseados. Para alimentaciones diluidas, el contenido de buteno rápidamente baja con el incremento en la conversión, provocando que las dimensiones del reactor aumenten.

Para aprovechar los altos niveles de conversión con alimentaciones que contienen menos del 90 % de n-buteno, la instalación de una unidad de concentración es preferida sobre el sistema de reactor-debutanizador desde el punto de vista económico.

El alcohol secbutílico es deshidrogenado en un reactor multitubos. El calor de reacción (-51 Kj/mol) es proporcionado por una corriente de aceite caliente. Los productos (metil etil cetona e hidrogeno) de reacción salen del reactor como gas y son separados posteriormente en MEK crudo liquido e hidrogeno gaseoso.

La reacción es la siguiente:



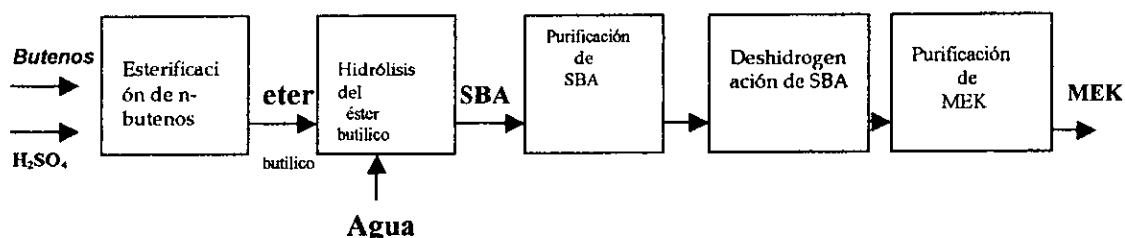
La reacción es muy selectiva. La auto condensación de grandes cetonas (e.g.5 metil-3 heptanona) es muy baja en comparación hacia cetonas. En adición la deshidratación hacia butenos sobre el catalizador es la mayor parte prevenido y en el tratamiento subsecuente, prácticamente no se tienen problemas con los desechos.

2.2.3.Oxidación de n-butenos.

a) Proceso Deutsche - Texaco A.G.

Primero los n-butenos se esterifican²³ con ácido sulfúrico liquido, seguido de una hidrólisis para obtener el alcohol secbutílico (SBA) y por último se lleva a cabo una deshidrogenación catalítica del SBA para obtener la MEK (Fig.2.2)

Figura 2.2
PROCESO DEUSTCHE-TEXACO
(Oxidación de n-butenos)



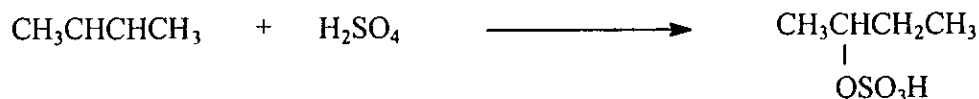
El proceso del ácido sulfúrico desarrollado por Deutsche-Texaco, consiste en cuatro secciones:

- Síntesis de secbutanol (SBA).
- Destilación de secbutanol.
- Reconcentración del ácido sulfúrico.
- Deshidrogenación Catalítica del (SBA).

Primero el secbutanol es producido a partir de n-butenos y H₂SO₄ formando como intermediario un éster inorgánico.

Las reacciones son las siguientes:

Reacción 1:



Reacción 2:



En la sección de síntesis la esterilización de n-butenos tiene lugar en dos etapas de un sistema de reactores agitados a una temperatura aproximada de 40°C. Las alimentaciones de n-butenos y ácido sulfúrico con una concentración de 75 % son cargadas a contracorriente. El calor liberado durante la reacción es removido con agua de enfriamiento. El efluente va a los decantadores, en los cuales se separa la fase pesada (conteniendo ácido sulfúrico y éster butílico) de la fase ligera (que contiene materia prima sin reaccionar y subproductos).

Posteriormente la corriente es neutralizada con sosa cáustica y bombeada para almacenar. El éster butílico (fase pesada) es hidrolizado en dos pasos. El flujo de vapor es neutralizado con sosa cáustica desde la columna de hidrólisis, lavado con agua y enviado a la sección de destilación. La corriente de fondos conteniendo ácido sulfúrico diluido (H₂SO₄ al 60 %) es bombeada a una sección de reconcentración de ácido sulfúrico. El desperdicio de la neutralización se deposita en agua para facilidad en su tratamiento.

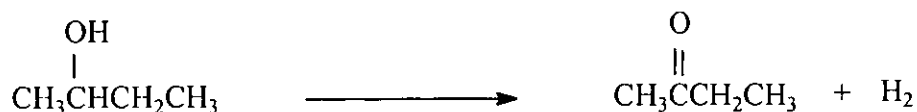
La sección de destilación del secbutanol puede solamente incluir dos columnas. En la primera de ellas, la corriente de secbutanol (conteniendo subproductos tales como éter butílico, isopropanol, algunas olefinas oligoméricas en el rango de 8 a 12 carbonos y agua) es simultáneamente purificada y secada. Una mezcla azeotrópica compuesta de éter butílico, isopropanol agua y secbutanol se obtiene en el domo.

Sobre decantación, la fase orgánica es usada como reflujo, en tanto que el exceso de éter puede ser purificado para obtener un producto comercial ó ser usado como un componente de la gasolina para aumentar el octanaje. El producto de fondos es llevado a una segunda columna para obtener como producto en domos secbutanol con una pureza del 99.5 %. La corriente de fondos puede ser usada como combustible.

La sección de reconcentración del ácido sulfúrico incrementa la concentración que presentaba en la columna de hidrólisis del éster a 75 % antes de ser reusado en el proceso. Además, pequeñas cantidades de subproductos orgánicos son removidos y posteriormente eliminados por un proceso de quemado (con un oxidante como ácido nítrico ó peróxido de hidrogeno) ó por evaporación al vacío.

La deshidrogenación de sec-butanol a metil etil cetona se efectúa pasando el sec-butanol a través de una tubería caliente y con un catalizador. El hidrógeno es separado de los vapores de la MEK cruda, se purifica y queda disponible como producto. La MEK cruda se destila para obtenerla con las especificaciones comerciales deseadas.

Reacción para la deshidrogenación catalítica del SBA es:

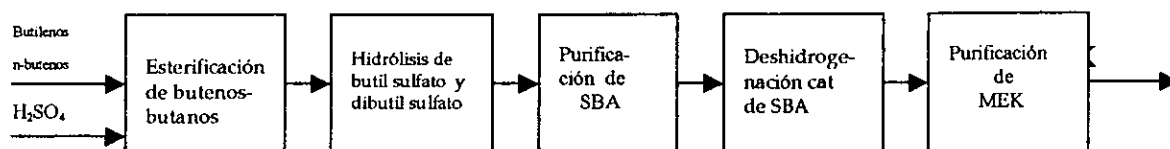


2.2.4.Oxidación directa de n-butanos y butilenos.

a).Proceso Maruzen

Primero los butilenos y butanos se esterifican con ácido sulfúrico liquido, seguido de una hidrólisis para obtener el alcohol secbutilico (SBA) y por último se lleva a cabo una deshidrogenación catalítica del SBA para obtener la MEK fig. 2.3

Figura 2.3
PROCESO MARUZEN.
(OXIDACIÓN DIRECTA DE N-BUTANOS-BUTILENOS)



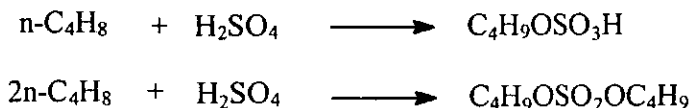
Este proceso es muy similar al proceso Deustche-Texaco, pues ambos utilizan ácido sulfónico como catalizador, por lo que la planta de producción de MEK, consta de las siguientes secciones:

- a)Sección de Absorción.
- b)Sección de Hidrólisis.
- c)Sección de purificación.
- d)Sección de Reconcentración de ácido sulfurico.
- e)Sección de Deshidrogenación catalítica de SBA.

En el proceso Maruzen la parte crítica es la obtención de SBA, por lo que en la figura 2.4 se muestran las cuatro primeras secciones de la planta de MEK.

Para la producción industrial de secbutanol por adición de ácido sulfúrico e hidrólisis de butilenos^{16,17}, los tres isómeros del n-buteno (1-buteno,cis-trans 2-buteno) se absorben en ácido sulfúrico para formar sulfato ácido secbutilico y silfato disecbutilico.

Las reacciones son:



En la primera reacción ,se cree que los n-butilenos son atacados inicialmente por un protón para formar el ión carbonio secbutilico. Este ion intermedio se combina principalmente con un anión HSO₄⁻ para producir sulfato ácido secbutilico. La reacción entre este monoéster y otro ion carbonio secbutilico produce el sulfato disecbutilico.

La adición de agua a la mezcla produce secbutanol por hidrólisis:



Es necesario tener un cuidadoso control de la concentración del ácido y las temperaturas, durante la absorción del butileno para prevenir la formación de polímeros; si hay isobutileno presente en la corriente de alimentación, se debe hacer una absorción selectiva con ácido sulfúrico para eliminarlo. Los ésteres de butil sulfato y de dibutil sulfato se hidrolizan a secbutanol y ácido sulfúrico por la adición de agua al sistema combinado de hidrocarburos ácidos y agua. Se requiere controlar la agitación y la temperatura para obtener una máximo rendimiento con una mínima formación de polímeros.

La mezcla hidrolizada de sec-butanol y ácido sulfúrico se carga a la columna de separación donde el sec-butanol crudo es removido por el domo, después con una serie de destilaciones se separa el agua y otras impurezas, produciendo sec-butanol de alta pureza. El ácido sulfúrico, diluido con agua durante la separación, se recicla en el sistema de absorción, reconcentrándolo y purificándolo previamente.

La deshidrogenación de sec-butanol a metil etil cetona se efectúa pasando el sec-butanol a través de una tubería caliente y con un catalizador. El hidrógeno es separado de los vapores de la MEK cruda, se purifica y queda disponible como producto. La MEK cruda se destila para obtenerla con las especificaciones comerciales deseadas.

La reacción de deshidrogenación es:



Este proceso es competitivo con los otros existentes en el mundo. Sus costos dependen de la composición de la corriente de alimentación, el tamaño y localización de la planta. Los costos de operación dependen de la disponibilidad de materia prima, y en menor medida en los costos de equipo y de mano de obra. La planta Maruzen Oil Co., Ltd. se encuentra en Shimotsu, Japón.

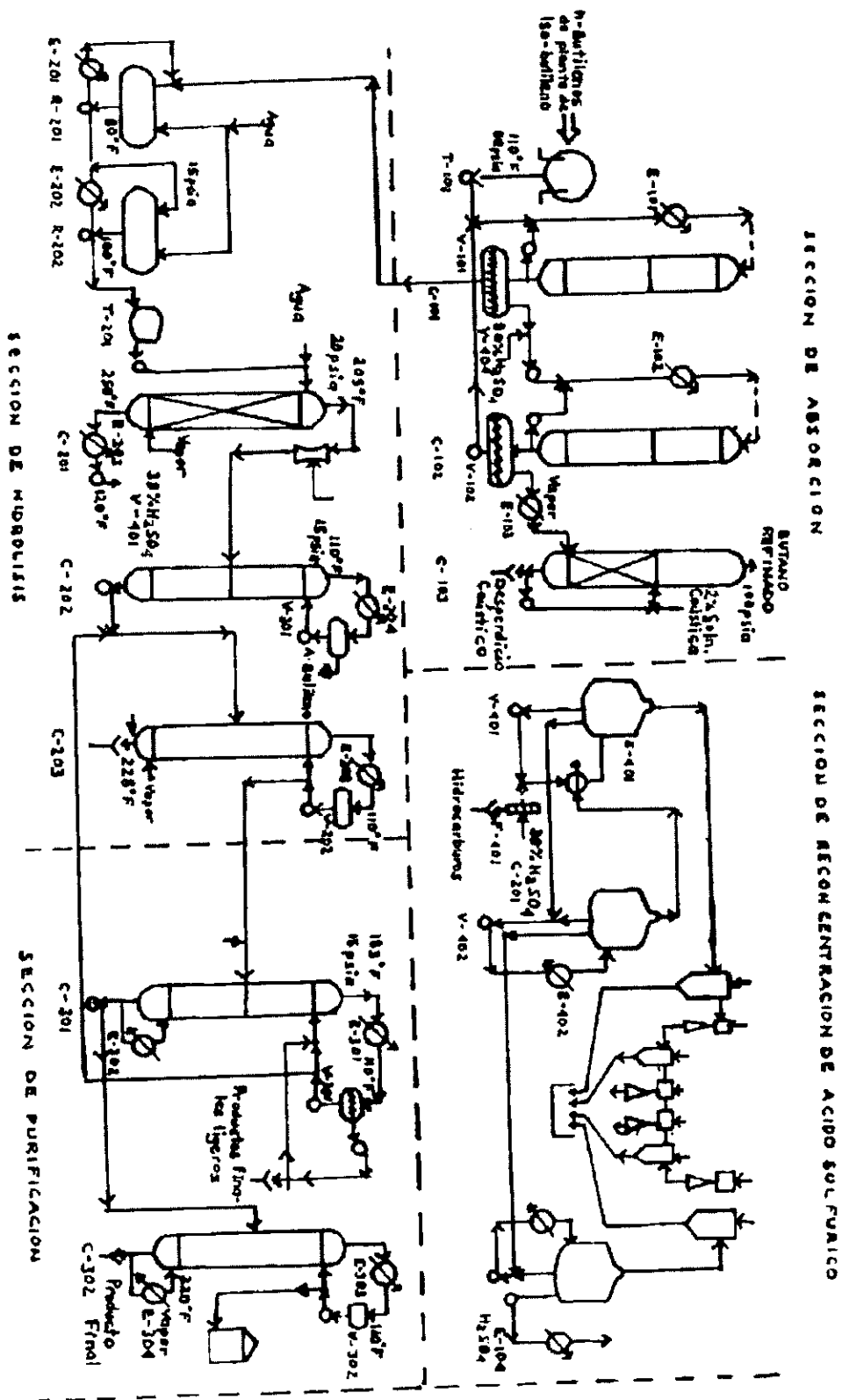


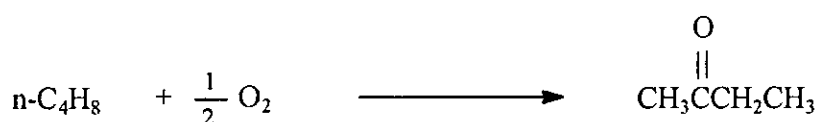
Fig. 2.4. Proceso Maruzen

2.2.5. Oxidación directa de n-butenos

a) Proceso Hoechst- Wacker.

Una ruta aparentemente atractiva hacia la producción de MEK vía oxidación directa de n-butenos en solución acuosa de cloruro de paladio y cobre han sido patentados, pero éste proceso comercial es desconocido.

Reacción a partir de n-butenos para obtener MEK :



En la oxidación directa de n- butenos según el proceso Hoechst- Wacker, el oxígeno es transferido en una fase homogénea sobre n-butenos usando un par de sales redox (PdCl₂/2CuCl). El par de sales es subsecuentemente reoxidada.

Los n-butenos pueden ser convertidos siguiendo los productos de reacción, donde la conversión es arriba del 90 %, los productos de reacción son:

PRODUCTOS DE REACCIÓN	SELECTIVIDAD (%mol)
MEK	90-95
n-Butiraldehido.	3
Productos Clorados	6
CO ₂	1

Las principales desventajas son: problemas asociados con la recuperación del producto de las soluciones acuosas diluidas. formación de butanonas cloradas y n-butiraldehido y corrosión causada por ácidos .

El inconveniente que presenta éste proceso es el uso de equipos y accesorios de material de titanio por la naturaleza corrosiva de los cloruros de las sales en solución acuosa que son usadas.

2.2.6. Oxidación en fase líquida de n-butano.

La Metil- Etil Cetona (MEK) es también comercialmente producida en cantidades significativas como un subproducto de la oxidación de la fase líquida de n-butano hacia ácido acético. La autooxidación de n-butanos toma lugar en fase líquida según el mecanismo de un radical produciendo MEK como intermediario y ácido acético como producto final.

El proceso continuo de flujo tapón desarrollado por Union Carbide permite la selección parcial de MEK como intermediario. MEK y ácido acético son obtenidos por oxidación en fase líquida no catalizada a 180 °C y 5.3 MPa (52.3 atm.) con remezclado.

Oxidación continua bajo condiciones de flujo tapón a 150 °C, 6.5 MPa (64 atm.) y un tiempo de residencia de 2.7 minutos formando MEK y ácido acético.

Dependiendo de la demanda de ácido acético, la MEK puede ser comercializada ó recirculada en el proceso principal. Éste proceso puede tener una escasa ventaja económica sobre la deshidrogenación del Secbutanol, pero el factor clave es la disponibilidad y el precio de butanos y butenos.

Celanese usa ácido acético como solvente y acetato de cobalto y de sodio, como catalizador disuelto homogéneamente. Este es un proceso batch que opera a 160-165 °C y 5.7 Mpa, en el proceso son obtenidos MEK y Ácido acético.

2.3. Selección técnica del proceso técnicamente más viable para producir MEK.

La selección del proceso^{38,42} es una parte importante de la ingeniería de proceso, que consiste de un análisis de la ingeniería (técnico) como de la economía; tanto el análisis como la optimización, se utilizan como herramientas para efectuar evoluciones técnicas y económicas con vías a que los procesos logren sus objetivos en forma óptima.

Para llevara cabo un procedimiento de diseño, se debe de realizar un análisis detallado de las alternativas y una toma de decisiones, que nos servirá para encontrar la mejor opción entre todas las que se analicen.

La síntesis de procesos, requiere la búsqueda sobre las diferentes alternativas de configuración, si embargo, mientras la optimización de procesos usando técnicas matemáticas de programación esta convirtiéndose en una herramienta básica para el diseño, la falta de orientación teórica puede entorpecer la síntesis de la estructura de procesos. En consecuencia, el diseño de procesos se efectúa en forma empírica y análoga con otros procesos, reforzándose por herramientas matemáticas mecanizadas.

En todas las técnicas de síntesis, las decisiones se toman sobre una base algorítmica y/o heurística. Las decisiones basadas en la heurística no garantizan que la solución sea óptima, pero son rápidas y en general dan soluciones adecuadas; las decisiones basadas en un algoritmo, por el rigor matemático que las caracteriza, garantizan una solución óptima, pero consumen mucho tiempo y son a menudo tediosas.

Para efectos de este trabajo, solo se tomo la síntesis heurística que se considera cumple con los objetivos; ya que no se dispone de un sistema mecanizado para ratificar las decisiones heurísticas, además de que se presenta una evaluación económica superficial.

El análisis técnico es una evaluación simple de las diferentes variables del proceso, como: presión, temperatura, número de reacciones, etc. Cuando se tiene una serie de reacciones se toma el valor más crítico de las variables.

Esta evaluación se hace dándole a cada variable una escala relativa y dependiendo de la importancia que tiene ésta en el proceso. La escala será aplicada en base a que tanto afecta la misma al proceso, teniendo mayor valor aquella que no necesita un tratamiento especial.

Con el presente estudio se cuenta con los elementos necesarios para poder seleccionar el método más viable desde el punto de vista técnico para la producción de MEK en México.

Para realizar la evaluación se elaboró una tabla comparativa con escala numérica de los aspectos más importantes de los procesos, dándonos una visión general de los mismos, indicando implícitamente las ventajas y desventajas más significativas de cada uno. La asignación de las escalas se realizó de tal manera que permitiera obtener la mayor puntuación al proceso técnicamente más viable, esto está basado en la experiencia, conocimientos e información de los procesos, así como la aplicación de reglas heurísticas de procesamiento.

Las características evaluadas se clasificaron en cinco grupos, desde el punto de vista de:

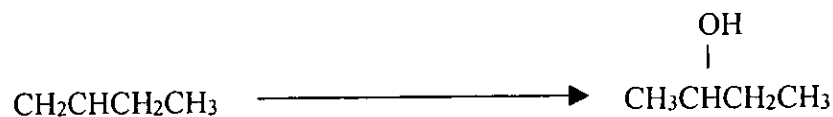
1. Materias primas.
2. Reacción para la obtención de MEK.
3. Ruta Química para la obtención de la MEK.
4. Proceso.
5. Servicios e infraestructura.

A continuación presentamos un resumen de las condiciones generales a las cuales se llevan a cabo las diferentes rutas químicas analizadas:

A). Proceso Deutsche-Texaco.

Hidratación directa de n-butenos.

Reacción 1:



Catalizador : Resina de poliestireno sulfonada mezclada con divinil-benceno.

Conc. óptima Cat.: Mezcla entre el 8-12 %.

Presión : 60-80 atm.

Temp.: 140-170 °C.

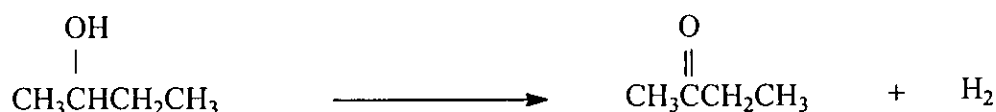
Conversión : 53 %.

Selectividad: 99%

Fase : Líquida.

Subproductos: Alcohol terbutílico, éter secbutílico, éter disecbutílico
dimeros de olefinas, etc.

Reacción 2:



Catalizador: Bronce.

Comp. cat: Cu 65 % - 35 % Zn. Presión: 2.5 atm.

Temperatura: 240 - 260 °C.

Conversión: 90-95 %.

Rendimiento: 97 %.

Selectividad: 99 %.

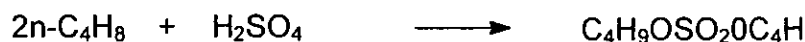
Fase: Gaseosa.

Subproductos: SBA, grandes cetonas.

B). Proceso Maruzen.

Oxidación directa de n-butanos y butilenos

Reacciones iniciales:



Catalizador : Ácido sulfúrico.

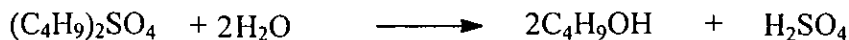
Conc. Cat.: H₂SO₄ al 75 %.

Temp.: 167 °C.

Presión: 3 - 18 atm.

Fase: Líquida.

Reacciones intermedias :

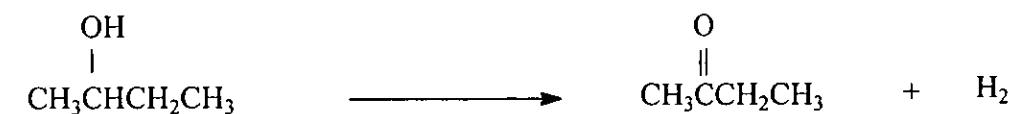


Fase : Líquida.

Cat.: Agua.

Subproductos : Butanos, butenos, ácido sulfúrico.

Reacción final :



Cat.: Cu 65% - Zn 35 %.

Presión : 1 atm.

Temp.: 390 °C.

Rendimiento : 80 %.

Conversión : 80 %.

Selectividad : 99 %.

Fase : Gaseosa.

Subproductos: SBA, algunas grandes cetonas.

C).Proceso Deutsche–Texaco.

Oxidación directa de n-butenos.

Reacción 1:



Catalizador : Ácido sulfúrico.

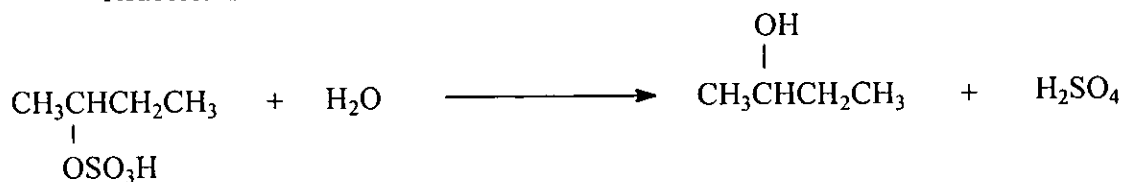
Conc. Cat.: H₂SO₄ al 75 %.

Temp.: 40°C.

Presión: 3 - 18 atm.

Fase: Líquida.

Reacción 2 :



Fase : Líquida.

Cat. : Agua.

Reacción 3:



Cat.: Cu 65% - Zn 35 %.

Presión : 1atm.

Temp.:390 °C.

Rendimiento :80 %.

Conversión :80 %.

Selectividad :99 %.

Fase : Gaseosa.

Subproductos: SBA, algunas grandes cetonas.

D).Proceso Hoechst-Waker.

La reacción es:



Cat.:PdCl₂ /2CuCl.

Presión : 10-20 atm.

Temp.:120 °C.

Rendimiento :

Conversión :90 %.

Selectividad :86 %.

Fase : Líquida.

Subproductos: Butanonas cloradas, n-butiraldehido, HCl, etc.

A continuación se presenta cada concepto comparado y evaluado, acompañado del criterio utilizado para la asignación de la calificación numérica, la cual refleja solamente la posición de cada proceso respecto a los otros.

EVALUACIÓN TÉCNICA DE LAS PRINCIPALES RUTAS QUÍMICAS PARA LA OBTENCIÓN DE MEK.

1. Materias primas.

Concepto	Escala	Criterio	Ruta química			
			A	B	C	D
Disponibilidad	0-5	Si se procesan en México, es mejor.	5	5	5	5
Cap. disponible.	0-5	Mientras mayor sea dicha capacidad, es mejor.	5	4	4	3
Seguridad.	0-4	Entre más seguras sean, menos riesgo tenemos en su manejo.	4	3	2	1
Toxicidad.	0-3	Entre menos tóxicas, mucho mejor	2	2	2	2
Subtotal.			16	14	13	11

2.Reacción para la obtención de MEK.

Concepto	Escala	Criterio	Ruta química			
			A	B	C	D
Presión.	0-10	Es mejor trabajar a condiciones de presión atmosférica.	7	10	10	8
Temperatura.	0-9	Es mejor trabajar a condiciones ambientales de temp.	6	7	8	6
Conversión a MEK.	0-7	Entre mayor conversión se obtenga, mucho mejor.	5	6	6	4
Rendimiento.	0-3	Entre mayor sea el rendimiento de la reacción, es mejor.	2	3	3	1
Selectividad.	0-3	Entre más selectiva sea dicha reacción hacia el producto clave, es mejor.	2	3	3	1
Reacciones simples.	0-3	Evitar el proceso reacciones complejas.	3	1	1	1
Reacción Exotérmica	0-3	El calor generado en la reacción, utilizarlo en el proceso.	3	2	2	1
Fase.	0-3	En fase líquida ó gaseosa, es mejor.	3	2	2	2
Productos indeseados.	0-3	Evitar reacciones que formen productos tóxicos, corrosivos , peligrosos, etc.	3	1	1	1
Fase del catalizador.	0-3	Es mejor utilizar el cat. en fase sólida.	3	1	1	1
Flexibilidad de utilizar otro cat.	0-3	Si se tiene la alternativa de utilizar otro cat. con mejores resultados, es mejor.	3	1	1	1
Disponibilidad.	0-2	Si el cat. seleccionado se encuentra en el mercado nacional a un precio justo, es mejor.	2	2	2	1
Regeneración.	0-3	Si se regenera, es mejor.	3	2	2	1
Estabilidad del cat.	0.2	Si el cat. presenta estabilidad a cond. de operación de presión y temperatura, mucho mejor.	2	2	2	1
Vida útil.	0-2	Mientras más larga sea la vida útil del catalizador, es mejor.	2	2	2	1
Subtotal.			49	45	43	31

3. Ruta química.

Concepto	Escala	Criterio	Ruta química			
			A	B	C	D
Presiones.	0-8	Entre más cercana a la atmosférica es mejor.	6	7	7	5
Temperaturas.	0-7	Entre más cercana a la temp. ambiente, es mejor.	6	5	6	6
Recirculación de materia prima.	0-8	Si existe recirculación de mat. prima en el proceso, para aumentar el rendimiento de la reacción es mejor.	8	8	7	6
Regeneración de catalizadores.	0-7	Si se regeneran mejor.	6	5	4	4
Núm. de reacciones.	0-7	Seleccionar la ruta química con menos reacciones químicas.	7	5	5	6
Núm. de cat.	0-7	Si el proceso utiliza el mínimo número de catalizadores es mejor.	7	6	6	5
Rendimiento total.	0-7	A mayor rendimiento en la ruta química, es mejor.	5	6	6	4
Núm. de fases.	0-7	A menor número de fases involucradas en la ruta química es mejor.	7	6	6	5
Subproductos.	0-5	Evitar en el proceso la mínima generación de productos tóxicos, peligrosos, corrosivos, etc.	5	2	2	1
Subtotal.			57	49	49	42

4. Proceso.

Concepto	Escala	Criterio	Ruta química			
			A	B	C	D
Tecnología.	0-10	Elegir el proceso que aplique la más moderna tecnología que proporcione mayores beneficios.	10	7	7	6
Operaciones Unitarias.	0-8	Evitar en el proceso aquellas operaciones unitarias complejas, trayendo como consecuencia mayores costos.	7	4	4	5
Consumo Energético.	0-7	A menor consumo energético en el proceso es mejor.	7	1	4	6
Núm. de Equipos.	0-6	El proceso que tenga el mínimo número de equipos involucrados en la producción del producto, es mejor.	6	3	3	
Contaminación Ambiental.	0-6	Seleccionar el proceso que genere la mínima cantidad de efluentes perjudiciales al medio ambiente.	6	3	3	2
Servicios Auxiliares.	0-5	Elegir el proceso que requiera un menor consumo en las necesidades de servicios auxiliares, disminuyendo por lo tanto los costos del mismo.	5	3	2	4
Inversión de costos.	0-5	Elegir el proceso más económico que cuente con los costos de producción, operación más bajos.	5	2	3	4
Inversión.	0-4	Seleccionar el proceso que requiera una inversión menor, con la calidad del producto requerida por el cliente.	4	2	2	1
Subtotal.			50	28	28	32

5.Generalidades

Concepto	Escala	Criterio	Ruta química			
			A	B	C	D
Sección de Acond. de materias primas.	0-8	Si el proceso global, no requiere ó no necesita de ésta sección mucho mejor.	6	5	4	4
Sección de purificación.	0-8	Si no se requiere esta sección en le proceso, mejor.	7	5	4	4
Experiencia Comercial.	0-8	Si existen plantas comerciales en operación mejor.	8	7	6	2
Obsolescencia.	0-7	A mayor desarrollo tecnológico es mejor.	6	4	4	3
Sección de regeneración del catalizador	0-6	Evitar en el proceso secciones de regeneración y purificación del catalizador.	6	3	3	2
Subtotal.			33	24	21	15

El proceso tradicional de obtención de MEK que emplea ácido sulfúrico como catalizador requiere de medios para neutralizar la corriente del efluente líquido de cerca de 3.7 m³ de agua residual por tonelada de secbutanol descargado, conteniendo 2 % de sulfato de sodio. Los gases del proceso de reconcentración de ácido sulfúrico son liberados a la atmósfera. EL ácido sulfúrico requiere de precauciones adecuadas para su manejo.

Por el contrario el proceso de obtención de MEK por hidratación directa de n-butenos no hay efluentes continuos líquidos ó gaseosos; sólo durante la regeneración de la resina de intercambio aniónico se descarga un efluente líquido que contiene pequeñas cantidades de sulfato de sodio.

En base a información de plantas productoras de MEK instaladas en Alemania, comparando técnica y económicamente el proceso tradicional y el método de hidratación directa de n-butenos tenemos⁴¹:

La inversión de los límites de batería para el proceso de hidratación directa es un 87 en comparación al proceso convencional tomado como 100, por otra parte el proceso convencional requiere una inversión considerablemente mayor en servicios y en tratamientos obsoletos, por esto, el total de la inversión de capital es solamente de 7 de la inversión total requerida por el proceso convencional.

De la misma manera los costos de producción y de operación para el proceso de hidratación directa son considerablemente bajos, con lo que se causan necesidades energéticas más bajas y costos de capital relacionados.

Los requerimientos de vapor y agua de enfriamiento para el proceso convencional son elevados, debido a la reconcentración del ácido sulfúrico, a la refrigeración en la absorción del ácido y a la deshidratación del secbutanol.

De este análisis podría decirse que el proceso de hidratación directa es más económico que el proceso de hidratación convencional.

La mayor desventaja del proceso de hidratación directa es el bajo nivel de conversión por paso el reactor de hidratación.

Con lo anterior podemos darnos cuenta de las ventajas que presenta el proceso de hidratación directa de n-butenos con respecto a los métodos de obtención de MEK, empleando ácido sulfúrico como catalizador.

Al sumar verticalmente las puntuaciones de las diferentes rutas químicas se obtuvo una mayor puntuación para proceso Deutsche-Texaco A.G. (Hidratación directa de n-butenos).

De acuerdo a los resultados, se observa que el método de obtención más conveniente desde el punto de vista técnico es el proceso **Deutsche-Texaco.A.G**

CAPITULO 3

ESTUDIO DE MERCADO DE MEK.

3.1. Marco de Referencia.

La factibilidad de un proyecto no depende exclusivamente del resultado obtenido de un estudio técnico. En el contexto de la evaluación de proyectos es muy importante llevar a cabo un estudio de mercado²³ del producto ó servicio en cuestión con el propósito de visualizar un panorama general del entorno sobre el cual se encuentra inmerso nuestro bien ó servicio, el cual fundamente y avale la factibilidad y conveniencia de la realización del proyecto.

La inminente influencia de nuevos productos, nuevos servicios, nuevos competidores y nuevas tecnologías hacen que cada vez sea más difícil conservar a los clientes, por lo que un estudio de mercado, es el establecimiento completo que permite visualizar lo que cada producto ó servicio puede lograr en el mercado a corto ó largo plazo, combinando las estrategias de mercadotecnia con un calendario de acción de tal modo que se alcancen las metas

Con base en estudios de búsqueda de información de mercado se genera información para diseñar las estrategias hacia los mercados mas atractivos con la finalidad de hacer de los productos mas competitivos.

Agrupando información disponible concerniente a la oferta y la demanda de la metil - etil cetona (MEK) en los mercados de México, Estados Unidos, Alemania, Japón, Colombia, etc en los últimos años en el cual presenta un producto de gran utilidad en las industrias tales como : Solventes, resinas, adhesivos, etc.

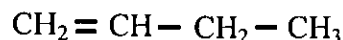
Los consumidores actualmente tienen muchas opciones para proveerse de éste insumo siendo el tratado de libre comercio quién se encarga de acrecentar esta tendencia.

3.2. Materia Prima (n-butenos)

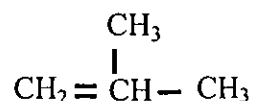
Los butenos son hidrocarburos olefinicos insaturados²⁴, C_4H_8 con peso molecular 56.1080 g/gmol

Existen cuatro isómeros:

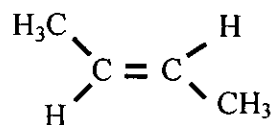
a) 1-Buteno



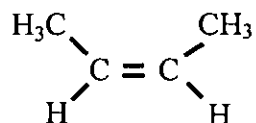
b) 2-Metilpropeno ó Isobuteno.



c) Trans-2-Buteno.



d) Cis-2-Buteno



Los butilenos es un antiguo nombre para los butenos, es usado actualmente. EL 2-Metilpropeno es frecuentemente referido como un isobutileno. La designación de n-butenos se refiere a la mezcla de 1-buteno, cis-2-buteno y trans-2-buteno

Todos los butenos, los cuales no existen como productos naturales, han sido conocidos hace más de 100 años, pero su uso e importancia sigue siendo limitada. Escasa disponibilidad ha sido una de las principales razones. Sin embargo con el crecimiento de los procesos de Cracking en los aceites lefining crudos y para la producción de etileno, los butenos han sido obtenidos como subproductos en enormes cantidades.

Desde entonces la complicada naturaleza de las corrientes crudas de C_4 , conteniendo además los cuatro isómeros de buteno, donde los dos isómeros de butano y múltiples hidrocarburos insaturados, han sido la principal barrera para químicos específicos usados de los butenos.

Anteriormente la disponibilidad de la mezcla de butenos, excedía por mucho la producción mundial de los isómeros de butenos y sus derivados, pero durante la pasada década el repentino incremento del precio de los hidrocarburos aceleró el desarrollo de los procesos de separación, los cuales abrieron el acceso de los butenos hacia un apropiado uso, mejorando su calidad.

3.2.1. Propiedades físicas.

Los butenos son incoloros, gases inflamables a temperatura ambiente y presión atmosférica, son completamente miscibles con alcoholes, éter e hidrocarburos. Los butenos son escasamente solubles en agua.

Las más importantes propiedades físicas⁴ son mostradas en la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Propiedades físicas de n-butenos.

Propiedades Físicas.	1-buteno	Cis-2-buteno	Trans-2-buteno	2-metilpropeno
Pto.fusión (101.3 Kpa) °C	-185.35	-138.92	-105.53	-140.34
Pto. De Ebullición (101.3 kPa) °C	-6.25	+3.72	+0.88	-6.70
Temp. Crítica °C	146.45	162.43	155.48	144.75
Presión Crítica MPa	4.02	4.20	4.10	4.00
Densidad Crítica g / ml	0.240	0.234	0.238	0.239
Densidad del liquido a 25 °C g / ml	0.5888	0.6154	0.5984	0.5879
Densidad del gas a 0 °C,101.3 kPa Kg/m ³	2.582	2.591	2.591	2.582
Entalpia de formación a 25 °C,101.3 kPa KJ / mol	-0.04	-6.91	-11.1	-16.9
Entalpia Libre de Fom. a 25 °C,101.3 kPa , en KJ / mol	71.38	65.98	63.10	58.11
Calor de Combustión a 25 °C y Presión Cte. KJ / mol	-2719.1	-2712.3	-2708.1	-2702.3
Temperatura de Ignición. (DIN 51 794) °C	384	325	325	465
Limites de Flamabilidad en aire a 20 °C y 101.3 kPa				
Mínimo % Vol.	1.6	1.7	1.7	1.8
Máximo % Vol.	9.3	9.7	9.7	8.8
Calor de Vaporización a Presión de sat. en J / g				
a 25 °C	358.7	394.5	380.3	366.9
a punto de ebullición	390.6	416.2	405.6	394.2
Presión de Vapor kPa				
0 °C	127.3	87.9	98.4	130.3
20 °C	252.9	181.2	199.7	257.0
40 °C	457.4	337.5	367.8	462.8
60 °C	766.7	579.6	626.0	774.3
80 °C	1207.8	931.3	999.2	1219.0
100 °C	1807.1	1416.4	1512.1	1824.7

3.2.2. Propiedades químicas.

Los butenos se comportan como olefinas típicas. Las principales reacciones son del tipo de adición ácidas catalizadas, Isomerización y polimerización. Los cuatro isómeros incluyendo, los dos isómeros con dobles enlaces no terminales y una olefina de cadena ramificada, muestran diferencias en su comportamiento químico.

Mientras que el 2-buteno como olefinas con dobles enlaces no terminales, generalmente muestran menor actividad química, el isobuteno, la menor olefina de cadena ramificada exhibe gran reactividad. Especialmente en reacciones de adición y polimerización. Estas diferencias en reactividad permite por ejemplo, la separación de otros isómeros a través de reacciones selectivas de isobutileno. Las diferencias en actividad (Isobutileno > 1-buteno > 2-buteno) son debido a diferentes densidades electrónicas, polaridades y efectos esféricos.

Hidratación.

La hidratación ácida catalizada de butenos es una de las más importantes procesos comerciales. Ambos procesos en fase líquido y gas son usados. El más reciente proceso en fase líquida tiene menos reacciones laterales, como formación de di y tri isobuteno dando como resultado menos corrosión en los equipos y menos problemas ambientales. La hidratación es comercialmente usada para separar isobuteno de mezcla de butenos.

Hidratación de n- butenos, para formar alcohol secbutilico (SBA) es catalizada bajo las más severas condiciones usualmente por H_2SO_4 , o más recientemente por resinas de intercambio ion -ácido.

Esterificación.

La adición ácida catalizada de alcoholes hacia butenos produciendo alquil butil éter. La reacción de isobutileno con metanol produce metil-terbutil éter (MTE), es una importante técnica. La fase líquida y la resina de intercambio ión-ácido como catalizadores son comúnmente usados. La esterificación de n-butenos requiere de las más severas condiciones y no son de importancia comercial.

Halogenación.

El 1- buteno con halógenos a temperatura ambiente da 1,2 dihalogen-butano y reacciones con 2- buteno da 2,3-dihogenbutano. La sustitución Alilica ocurre a altas temperaturas (>200 °C). Esta reacción no es de importancia practica. El isobutileno reacciona fácilmente con cloro a bajas temperaturas formando cloruros metálicos $ClCH_2(CH_3) = CH_2$.

Hidroformulación.

La hidroformulación de butenos en la presencia de cobalto o rodio de aldehidos valericos y los correspondientes alcoholes amyl. n-pentanol y 2 metilbutanol son formados de n-butenos, mientras que el isobuteno da solo 3 metilbutanol.

Hidrocarboxilación

La reacción catalizada de n-butenos con CO Y H₂O, produce ácidos carboxilicos. Particularmente isobuteno fácilmente forma ácido Pivalico (CH₃)₃CCOOH en la presencia de ácidos fuertes.

Especificaciones de calidad.

Debido a los diferentes procesos de producción y aplicaciones, las especificaciones de calidad no estándar para los butenos están disponibles. Los dos isómeros se presentan como productos de alta pureza. Muestran en general una gran pureza 99 w%. La tabla 3.2 ilustra los isobutilenos típicos y la composición del 1-buteno.

Tabla 3.2 Isobutilenos típicos y la composición del 1-buteno.

Componente	Isobuteno	1-buteno
Isobuteno	99.98	0.15
1-Buteno	0.005	99.70
2-Buteno	0.01	< 0.01
Butanos	0.005	0.15
1,3 Butadieno	< 0.001	< 0.001
Tert-butanol	< 0.0005	< 0.001
Agua	< 0.003	< 0.001
azufre	< 0.0001	< 0.0001

3.2.3. Almacenamiento y Transportación.

Los butenos son usualmente almacenados y transportados como líquidos presurizados. Muchos países tienen una legislación específica concerniente a la construcción y operación de tanques para LPG como butenos.

Las siguientes regulaciones concernientes al transporte, deben de ser aplicadas mientras se transportan butenos:

- a) GGVE/GGVS:
Class 2, number 3b
- b) RID/ADR:
Class 2, number 3b

c) ADNR:

Class2, number 6, categoria F

d) IMDG-code/GGV ver:

Class2,UN-No.1012 (n-butenos)

Class 2,UN-No1055 (isobuteno)

e) LATA-DGR/ICAO-code:

Class 2 (3)UN-No1012 (n-butenos)

Class 2 (3)UN-No 1055 (isobuteno).

La transportación de contenedores para butenos (cilindros de acero, tambores de acero, carrotanque y vagón tanque) deben de tomar en cuenta éstas regulaciones con respecto a los materiales de construcción. Ellos deben de ser apropiados para usarse y no tener menos de 1 Mpa (10 bar) de presión de prueba.

3.2.4. Usos y Toxicología.

Más de la mitad de los butenos producidos en el mundo son utilizados como alquilate y polímero de la gasolina. Una tercera parte es utilizado sin conversión como combustible, principalmente como gas combustible.

Sólo alrededor del 15 % de esos butenos son convertidos en químicos específicos. Todavía grandes cantidades de isobutenos son transformados hacia MTE puro, pero es últimamente quemado como componente de la gasolina. En países desarrollados los butenos son convertidos a compuestos valiosos para gasolinas y productos químicos, mientras que en países en desarrollo los butenos son directamente usados en los medios caloríficos.

Toxicología.

Una específica acción tóxica de los butenos no es conocida, ellos tienen sin embargo acción narcótica a grandes concentraciones causando vomito, mareo e intoxicación. EL gas buteno en grandes concentraciones, por rápida evaporación desplaza atmósferas de oxígeno, de esta manera hay una peligrosa sofocación.

Los síntomas sin embargo desaparecen rápidamente en presencia de aire fresco. Al contacto del líquido con la piel causa quemaduras debido al calor negativo de vaporización.

Los datos toxicológicos²⁴ están disponibles solo para isobuteno.

LC₅₀, inhalación en ratas es 620 g/m³ por 4 hrs.

LC₅₀, inhalación en ratones es 415 g/m³ por 2 hrs.

El isobuteno muestra poca toxicidad crónica porque las ratas inhalan grandes dosis (arriba de 8000 ppm) por 90 días y no muestran evidencia de efectos toxicológicos.

3.3.Producto (MEK)

Los productos deben de fabricarse pensando en las necesidades del mercado, de acuerdo con el sistema de análisis de productos y mercado. Los segmentos de solventes tienen mayor atraktividad y competitividad por lo que la estrategia de producto estará enfocada para aplicarse a éstas industrias; en el caso de las industrias consumidoras de MEK hay que el conocimiento de la situación prevaleciente y tendencias en el mercado para su aprovechamiento. Los productos se caracterizan con base en la calidad y el servicio que proporcionan.

3.4.Análisis de la oferta y la demanda de la MEK⁴².

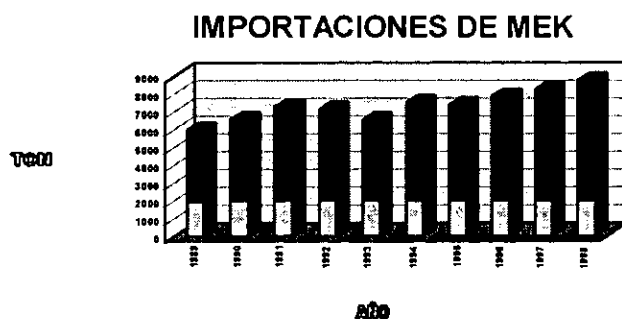
Importaciones de MEK.

Actualmente no existe ningún productor de MEK en México. Por lo que toda la demanda es importada. En la tabla siguiente se muestran las importaciones reales de este producto desde 1989 hasta 1998, así como su respectivo valor en dólares.

Tabla 3.3
Volumen y Valor de las importaciones de MEK

Año	Volumen (toneladas)	Valor (dólares)
1989	4000	2,076,000
1990	4601	2,438,530
1991	5289	2,898,372
1992	5137	2,833,148
1993	4575	2,550,528
1994	5525	3,225,015
1995	5417	4,453,937
1996	5894	4,604,824
1997	6260	4,652,393
1998	7000	5,843,520

Figura 3.1. Importaciones de MEK



Analizando el comportamiento del volumen de las importaciones de la MEK en los últimos 8 años (tabla 3.3) se puede observar una tendencia creciente hasta 1991, sin embargo en 1992 y 1993 se aprecia una baja en las importaciones del producto, tal vez como consecuencia de la reestructuración económica por la que atravesaba el país, después de este lapso nuevamente se presenta la tendencia creciente de importaciones de MEK en los últimos dos años.

3.5. Consumo Nacional Aparente.

Se conoce por consumo nacional aparente (CNA)²⁸ a la cantidad de un determinado bien o servicio que el mercado requiere. En el CNA se encuentra reflejada la demanda entendiéndose por ésta, como la cantidad de bienes y/o servicios requeridos o solicitados por el mercado a fin de satisfacer una necesidad específica a un precio determinado.

Con el consumo nacional aparente se puede tener un panorama amplio del producto a analizar, relacionando la producción, las importaciones y las exportaciones que tuvieron lugar en un periodo determinado y de esta manera ayudarnos a presupuestar y planear un plan de trabajo para la producción en el siguiente periodo.

El CNA se expresa como:

$$CNA = Producción Nacional + Importaciones - Exportaciones.$$

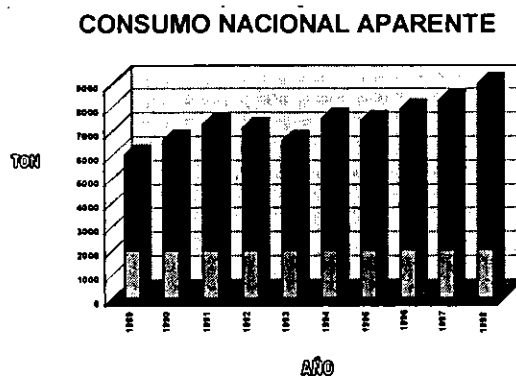
En la tabla siguiente se muestra la demanda nacional real, desde 1989 hasta 1998 que se considera como el Consumo Nacional Aparente obtenido mediante la cantidad importada menos la cantidad exportada.

Tabla 3.4.
Consumo Nacional Aparente de MEK.

Año	CNA (Ton.)
1989	4000
1990	4601
1991	5289
1992	5137
1993	4575
1994	5525
1995	5417
1996	5894
1997	6260
1998	7000

Se considera que la oferta nacional es cero, ya que no hay producción nacional y la demanda se satisface con la importación de éste producto de varios países como: Alemania, Argentina, Estados Unidos, Finlandia, Francia, Israel, Japón y Suiza.

Figura 3.2 Consumo Nacional Aparente.



3.6. Usos, Aplicaciones e Industrias Consumidoras de MEK.

Diversas empresas consumen MEK⁴³ para su empleo en las diferentes áreas de aplicación mencionadas anteriormente. La principal industria consumidora de MEK es la industria de Solventes, debido a sus excelentes propiedades, se utiliza principalmente como componente en sistemas de solventes de laca vinílica, como solvente en muchos sistemas de resinas y además es el mejor solvente para adhesivos.

Tiene gran aplicación como removedores y solvente de pinturas, en la producción de drogas de abuso, en la fabricación de insecticidas, fungicidas, armas de fuego sin humo y muchos tipos de plásticos.

3.6.1. Distribución Geográfica de Empresas Consumidoras de MEK.

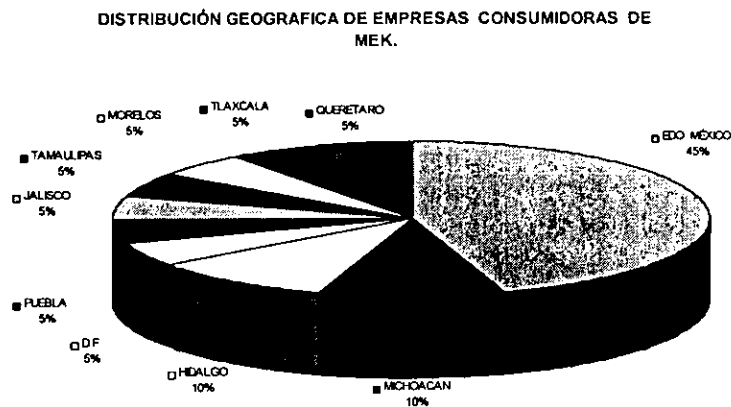
Las zonas de consumo potencial quedan determinadas por la ubicación de las empresas consumidoras de MEK y por la ubicación de aquellas que pudieran llegar a consumirlo en un momento determinado. En base a la información recabada, podemos señalar que éstas zonas se encuentran principalmente en la zona metropolitana y área conurbada y en menor cantidad en los estados de Puebla, Hidalgo, Michoacán, Jalisco, Nuevo León, Tlaxcala y Tamaulipas.

A continuación se presenta una lista de las principales empresas consumidoras de MEK y su respectiva ubicación en la República Mexicana.

Tabla 3.5.
Principales Empresas Consumidoras de MEK.

Empresa .	Ubicación.
Pinturas Dia ,S.A. de C.V.	Xalostoc, Edo. México.
Resinas Sintéticas S.A. de C.V..	Morelia , Michoacán.
Resinas y Materiales, S.A. de C.V.	Tlalneplantla, Edo. México.
Mexicana de Resinas, S.A.	Netzahualcoyotl, Edo. México
Feno Resinas, S.A. de C.V..	Tizayuca, Hidalgo.
3M México, S.A. de C.V.	México,D.F.
Pegamentos Iris, S.A. de C.V.	Atizapan de Zaragoza, Edo. México
Texsa S.A. de C.V.	Tizayuca, Hidalgo.
Shell México S.A. de C.V.	Xalostoc, Edo. México.
Química Hoechst México, S.A. de C.V	Ecatepec, Edo. México
Química Monsayer ,S.A de C.V.	Tlalneplantla, Edo. México.
Barnices y Esmaltes Mexicanos S.A de C.V	Sgo. Tianguistenco, Edo. México.
Grupo I.C.I. México S.A de C.V	Cholula, Puebla.
Cytex de México S.A de C.V	Etequiza, Jalisco.
Grupo Primex, S.A de C.V	Tampico, Tamaulipas.
Celanese Mexicana ,S.A.	Queretaro,Qro y Zacapu, Michoacán.
Bip Plastics, S.A de C.V	Atizapan de Zaragoza, Edo. México
Adhedivos de Cuernavaca,S de R.L.	Cuernavaca, Morelos.
Rohm and Haas México, S.A de C.V	Apizaco, Tlaxcala.

Figura 3.3 Dist. Geográfica de empresas consumidoras de MEK.



3.7. Calidad requerida y especificaciones del producto.

El producto debe cumplir con las especificaciones requeridas por el cliente y comprometidas por el proveedor, la cual en el mercado industrial es un aspecto que el cliente puede medir. Se debe de cubrir todas las necesidades del cliente buscando el beneficio tanto para el cliente como para toda la empresa u organización productora y de ésta forma se asegura la permanencia en el mercado.

Hay normas establecidas por los países para diferentes productos como en el caso de las normas NOM (Normas Oficiales Mexicanas) y las normas ASTM (American Society for Testing and Materials) de los Estados Unidos en las cuales se establecen especificaciones, métodos de muestreo, de análisis y otros. Sin embargo específicamente para la MEK en México no se tienen establecidos claramente éstas especificaciones de calidad requerida en el mercado.

Entre algunas de las especificaciones relacionadas con la MEK (tabla 3.6), se puede mencionar algunas que tratan al producto como la DIN 51757, DIN 51751, DIN 51777 en la cual se clasifica a la MEK de acuerdo con su pureza, densidad, acidez e impurezas contenidas y la turbidez que presenta el producto.

Tabla 3.6. Especificaciones de sales para MEK.

Especificaciones de Sales para MEK		
Pureza, % peso	GC	Mín 99.7
d_{20}^{20}	(DIN 51757)	0.804-0.806
d_4^{20}		0.805-0.807
Rango de ebullición, °C	DIN 51751 ASTM D 1078	dentro 0.5 79.6
Acidez (como AcAc, mg KOH/g)		0.0001
Contenido de agua, % peso	DIN 51777 ASTM D 1364	Máx. 0.1
Color (Pt-Co, APHA)	ASTM D 1209	Máx. 10 ppm
Materia no volátil, % peso		Máx. 0.002

3.8. Precio de la MEK.

El precio tiene que ser consistente con el producto que se ofrece al consumidor como estrategia de precio se requiere tomar una reconsideración de éste, sin descuidar el costo del producto para evitar que éste último sea mayor que el precio.

Para ser competitivo en el mercado, se tiene que monitorear la evolución de los precios y efectuar una comparación con los de la competencia.

Muchas veces se presenta entre los fabricantes una guerra de precios, en la que la diferencia entre una empresa y otra es la disponibilidad del producto, el precio mismo, el crédito proporcionado al cliente por parte de la empresa, las condiciones de pago establecidas en la negociación y otros. En otras palabras, la diferencia entre dos precios es el servicio que lo acompaña.

3.8.1. Precio interno.

A continuación se presenta (tabla 3.7) el comportamiento que ha mostrado el precio de la MEK durante los últimos ocho años en base a los datos de precios de importación registrados, por ser ésta la única fuente de información disponible para obtener el precio interno.

Precio Unitario = Valor total importaciones / volumen total importaciones.

Tabla 3.7.
Precio unitario de la MEK.

Año	Precio (Dólares /Ton).
1989	519
1990	530
1991	548
1992	551
1993	557
1994	583
1995	822
1996	781
1997	840
1998	880

3.8.2. Precio Externo.

Dada la actual política de apertura económica en el país, resulta de vital importancia ofrecer además de un producto de buena calidad, dar al cliente un precio razonable a nivel internacional, esto a fin de garantizar la supervivencia de las empresas nacionales ante el mercado internacional cada vez más competitivo. Por lo que, el análisis del comportamiento de los precios externos resulta de vital importancia.

A continuación se presentan (tabla 3.8) los precios prevalecientes en Estados Unidos durante los últimos años para la MEK.

Tabla 3.8
Precio unitario de la MEK en el mercado estadounidense.

Año	Precio (Dólares/Ton.)
1989	660
1990	837
1991	859
1992	638
1993	925
1994	1013
1995	1013
1996	1013
1997	1013
1998	1013

Nota: Precio vigente de 1013 dólares/ ton en junio del 2000.

Fuente: Chemical Marketing Reporter.

3.9.Plaza

Se define como el conducto que cada empresa decide escoger para hacer que la distribución de los productos y/o servicios sean de tal manera eficientes y económicos.

La plaza es un canal de distribución, los canales de distribución para la MEK pueden ser a mayoreo y/o menudeo el cual se puede entregar directamente en la planta del cliente o en la planta del proveedor por medio de unidades pertenecientes al proveedor, rentadas, contratadas o pertenecientes al cliente, el cual puede ser en pipas, carro-tanques dependiendo de los requerimientos del cliente para el suministro de dicho producto, por lo tanto existen pocos distribuidores. Al mismo tiempo hay que cuidar el suministro del producto buscando la mejor opción para que el consumidor adquiera el producto en el tiempo y en el lugar adecuado.

Como otra alternativa para la distribución de la MEK sería la de instalar tanques de almacenamiento en lugares geográficamente estratégicos para que el suministro cuando sea frecuente, no sufra demoras y poder suministrar y poder suministrar de manera efectiva el producto a los clientes que se encuentren retirados del empresa productora. De igual forma se podrían instalar tanques de almacenamiento en las plantas de los clientes en los casos en que su capacidad de almacenamiento sea limitada y/o para facilitar su manejo y así tener asegurado al cliente encontrándose la empresa proveedora en ventaja con respecto a la competencia y esto a su vez darle imagen a la empresa.

3.10.Promoción.

Este concepto tiene por objeto facilitar las ventas y mantener informado a los consumidores sobre las empresas y los productos que en ella existen.

Elemento clave es la promoción, siendo necesario para ello fijar cuándo y como darlo a conocer a los clientes potenciales, teniendo como principales objetivos el mantener una demanda creciente del producto y garantizar su introducción, así como su permanencia en el mercado.

El mercado potencial de la metil etil cetona se encuentra concentrado en zonas bien definidas (tabla 3.5), sin embargo para asegurar la introducción del producto en todos los lugares donde se encuentran posibles clientes, es necesaria una investigación continua de los posibles productos sustitutos de la MEK que pudieran estar siendo utilizados, así como análisis de las necesidades de las empresas que se consideren como posibles clientes potenciales.

Cualquier estrategia de promoción deberá estar centrada en el ofrecimiento de la MEK a un precio menor al que la adquieren las empresas nacionales que ya lo utilizan a través de importaciones.

3.11. Posición

La posición del producto consiste en poner en práctica una estrategia comercial, es decir, dónde y cuándo venderlo de tal manera que éste sea útil al consumidor, garantizando de esta forma su enajenación.

La MEK se deberá hacer llegar a los posibles clientes a través de distribuidores en el caso de mercados en los que, a consecuencia de su tamaño o dispersión, no sea posible el trato directo.

Para asegurar el control de las operaciones de venta más importantes, deberá de tratarse directamente con aquellas empresas que por su importancia o prestigio pueden influir en el resto de los demás consumidores, facilitando con esto la tarea de la distribución del producto.

En términos generales, debido a que la MEK es un producto de consumo intermedio, la realización de un monitoreo continuo de los consumidores y de sus necesidades y especificaciones (principalmente de aquellas empresas o industrias importantes por su tamaño o valor), constituye una herramienta de vital importancia a fin de poder garantizar una presencia constante y activa, así como una buena posición del producto dentro del mercado.

3.12. Perfil de la MEK en el mercado estadounidense.

El perfil químico de la MEK en el mercado de Estados Unidos, cuya importancia radica en varios aspectos de vital trascendencia, entre ellos. La economía americana es una de las más sólidas a nivel mundial, el mercado estadounidense es uno de los principales países productores de MEK, la influencia que dicho mercado viene ejerciendo sobre el mercado nacional debido a su cercanía con México, y actualmente por el intercambio comercial abierto de bienes y servicios fomentado por el TLC de América del Norte.

Producción de MEK en los Estados Unidos.

Las principales empresas productoras de MEK en los Estados Unidos se muestran a continuación en la tabla 3.9.

Tabla 3.9 Empresas productoras de MEK

PRODUCTOR	UBICACIÓN
Arco	Chanekview, Texas.
Exxon	Bayway, New Jersey
Shell	Houston, Texas
Norco	Louisiana.

Precio.

El precio de la MEK con las especificaciones de calidad, señaladas anteriormente en el mercado norteamericano, disponible en tanques muestran el siguiente comportamiento:

Tabla 3.10 Precio interno de MEK.

Año	Precio(Dólares/Kg)
1989	0.81-0.66
1990	0.83
1991	0.85
1992	0.61
1993	0.96
1994	0.96
1995	0.96-1.01
1996	1.01
1997	1.01
1998	1.01

Como podemos ver el precio de la MEK en los últimos tres años presenta una tendencia estable, como consecuencia de la estabilidad de la economía americana.

3.13.Productos Sustitutos.

Dependiendo de cada una de las aplicaciones específicas de la MEK, se tiene el tipo de compuestos que en un momento dado pueden desplazarlo de sus funciones en el mercado ó competir con él, dado que éstos compuestos poseen propiedades muy similares a él, por lo que es necesario que en su manufactura se de la mejor calidad y especificaciones requeridas por el cliente.

Posibles sustitutos de la MEK en el área de Solventes podría ser el Alcohol Secbutílico (SBA) y la Metil Isobutil Cetona (MIK), sin embargo, dichos compuestos no han sido utilizados en gran medida para tal fin, tal vez por ser más caros (1.47 dls./kg. y 1.38 dls./kg. respectivamente) comparado con el precio de la MEK que es de 1.01 dls./kg., también por cuestiones de mercado ya que su uso esta destinado a otras aplicaciones. Por ejemplo el SBA a pesar de los diversos usos que posee (Solventes, perfumería, saborizantes, prod. de limpieza, fotografía, etc.) la mayor parte de la producción del alcohol se transforma a MEK por deshidrogenación catalítica.

3.14. Proyecciones.

En años recientes se han desarrollado muchas técnicas de pronóstico para poder manejar la variedad y complejidad cada vez mayor de los pronósticos administrativos.

La selección del método dependerá de muchos factores:

El contexto del pronóstico, la relevancia y la disponibilidad de datos históricos, el grado de precisión que se desee, el periodo del tiempo respecto al cual se pronosticará, el costo / beneficio (o valor) que tiene el pronóstico para la empresa y el tiempo del que se dispone para hacer el análisis.

Cuando la empresa desea pronosticar respecto a determinado producto, tendrá que considerar la etapa de ciclo de vida del producto respecto al cual se va a pronosticar. Tanto la disponibilidad de establecer relaciones entre los factores, dependerá directamente de la madurez del producto, por lo que la etapa de ciclo de vida constituirá una determinante del método de pronóstico que deberá de emplearse.

El ciclo de vida del producto se basa en el hecho ampliamente conocido de que un producto ó servicio que atiende a un determinado mercado tiene un ciclo de vida que en su forma clásica consta de cuatro etapas que son:

a) Introducción, b) Crecimiento, c) Madurez, y d) Declinación.

Con el fin de determinar posteriormente la capacidad de producción de la planta requerida a fin de satisfacer la demanda de MEK, se realizó una proyección de su consumo, considerando el volumen de las importaciones como el consumo nacional aparente.

A partir de la información de las importaciones de MEK registrados, en los últimos años, se determinó la tendencia del comportamiento considerando los siguientes modelos matemáticos:

MODELOS MATEMATICOS.	
Línea Recta.	$Y = m * x + b$
Curva Exponencial.	$Y = b * \exp (m * x)$
Curva Logaritmo Natural.	$Y = b + m * \ln (x)$
Curva Potencial.	$Y = b * x^m$

La elección del modelo se fundamenta en aquel que mejor describa el comportamiento de los datos, esto lo sabemos con el coeficiente de correlación de cada modelo, el mejor modelo es aquel en el cual su coeficiente sea lo más cercano a la unidad.

Los resultados obtenidos para cada uno de los modelos son:

a). Línea Recta :

$$Y = - 519,319 + 263 * X.$$

$$\text{Coef. Corr.} = 0.9093.$$

b). Curva Logaritmo Natural:

$$Y = - 3145821 + 414744. * \text{LN } X$$

$$\text{Coef. Corr.} = 0.8260.$$

c). Curva Exponencial.

$$\text{LN } Y = -75 + 4.2 * 10^{-2} * X.$$

$$\text{Coef. Corr.} = 0.8179.$$

d). Curva Potencial.

$$\text{LN } Y = -61 + 84 * \text{LN } X$$

$$\text{Coef. Corr.} = 0.8180.$$

donde:

X = años

Y = Toneladas.

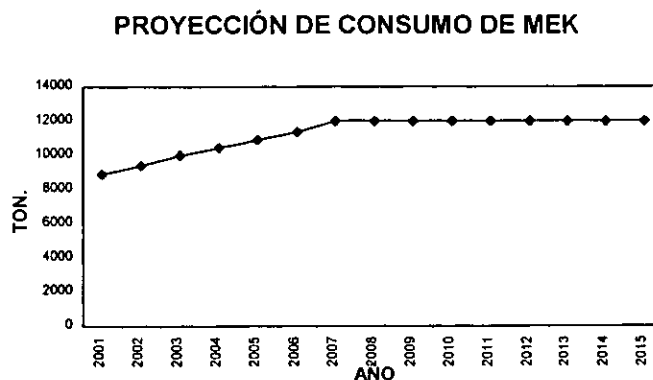
En base a los resultados, se observa que el modelo que proporciona el mejor coeficiente de correlación es la línea recta, por lo que podemos emplearlo en la proyección del consumo en los próximos años con los datos del Consumo Nacional Aparente.

A continuación se muestra la tabla 3.11 que muestra el comportamiento de la proyección de la demanda de MEK en los próximos años.

Tabla 3.11.
Proyección del consumo de MEK.

Año	Consumo (Ton. / año)
2001	8,900
2002	9,400
2003	10,000
2004	10,450
2005	10,920
2006	11,370,
2007	12,000
2008	12,000
2009	12,000
2010	12,000
2011	12,000
2012	12,000
2013	12,000
2014	12,000
2015	12,000

Figura 3.4 Proyección de consumo de MEK.



La proyección del volumen de la demanda de realizó considerando un escenario de análisis de 15 años, estimado en base al presente estudio de mercado y suponiendo que los posibles productos sustitutos de la MEK no representarán problemas de competencia en éste periodo de tiempo, tanto por cuestiones de mercado como por la estabilidad de sus precios registrada durante los últimos años.

El análisis contempla un periodo del 2001 al 2015, además de considerar un periodo de construcción de dos años a partir de 1999.

En base a la proyección del volumen de la demanda realizada, la capacidad de diseño de la planta se estimará de 12, 000 Ton/año.

3.15. Localización de la planta

Actualmente en el país se ha implantado una política de descentralización industrial, en la cual se dan estímulos fiscales y descuentos en diferentes rubros a empresas que se instalen en lugares relativamente lejanos a la capital del país, formando así corredores industriales en diferentes estados de la república. La planta se instalará en un lugar en donde existan los suficientes recursos para su construcción y operación, así como la cercanía de insumos y el mercado potencial al cual se pretende penetrar.

La localización correcta de una planta³³ representa un factor de gran importancia para tener éxito en futuro no lejano, por lo tanto es vital importancia un estudio de todas las posibles alternativas a considerar, tomando siempre en cuenta los diferentes aspectos que intervienen en la decisión de la ubicación de modo que los costos de operación y distribución sean los menores posibles.

Los aspectos a considerar para determinar la localización de la planta serán:

La disponibilidad de materias primas, infraestructura apropiada, cercanía al mercado de consumo, costos de la materia prima, servicios, mano de obra y estímulos del gobierno federal a zonas de prioridad nacional.

Existen en México parques industriales a lo largo y ancho del país de manera que, en la realización de un proyecto, es importante elegir adecuadamente la localización de la planta, así como la correcta elección del proceso, porque de esto depende en gran medida el éxito o fracaso de la misma.

Por ello deben tomarse en cuenta todos los factores objetivos y otros factores, que afectan directamente e indirectamente el funcionamiento de la planta con la finalidad de cubrir las expectativas de la misma.

3.15.1 Factores que intervienen en la localización de la planta .

3.15.1.1. Factores Objetivos

- 1).-Disponibilidad de materia prima.
- 2).-Servicios Auxiliares.
- 3).-Vías de Comunicación.
- 4).-Clima.
- 5).-Topografía.
- 6).-Mano de Obra Disponible (Calificada y no calificada).
- 7).-Infraestructura.

3.15.1.2. Otros Factores

- 1).- Mercado.
- 2).-Entorno Político y Social.
- 3).-Sindicalismo.
- 4).-Legislación Laboral y económica.

3.16. Selección de la zona para la instalación de la planta de MEK.

En base a las características del proyecto para elaborar MEK a partir de n-butenos, y considerando que nuestra materia prima se encuentra con una gran disponibilidad principalmente en la zona del golfo de México, eligiéramos esta zona para la instalación de nuestra planta por la cercanía de los complejos petroquímicos.

Los sitios en los que existe disponibilidad de n-butenos y de gas natural, y que cuenten con la infraestructura necesaria para la instalación de una nueva planta son el complejo de Escolin, en Poza Rica, Ver., los complejos de Pajaritos, La Cangrejera y Morelos, en Veracruz, y el Complejo de Reynosa, Tamaulipas, lugares en los cuales se produce n-butenos y que cuentan además con el suministro de gas natural a través de gasoductos

Sin embargo, no obstante que pudiera pensarse en alguno de éstos sitios como el adecuado para la instalación de la planta, presentan ciertas desventajas:

- 1) Las zonas mencionadas anteriormente, actualmente ya presentan altos índices de contaminación, por lo que no es conveniente instalar más industrias en éstos lugares.
- 2) Como consecuencia de la alta actividad industrial, se registran altos costos en los servicios y mano de obra.
- 3) De instalarse la planta en éstos lugares, se tendría lejos el mercado de los principales consumidores de MEK, los cuales se encuentran principalmente en el D.F. y en el Estado de México .

Otra desventaja para éstos lugares es el alto costo de los productos básicos y de vivienda generados por la alta concentración demográfica como consecuencia de la alta actividad económica e industrial.

Por lo anterior, es necesario instalar nuestra planta en una zona, que aunque se encuentre más lejos de del suministro de materias primas, se eviten problemas de tipo ambiental y laboral, así como problemas de contaminación Ambiental, en base a lo anterior, el sitio que cumple con los requisitos es el estado de **PUEBLA** por las siguientes razones:

- a) Nuestra materia prima (n-butenos) podría transportarse a Puebla por medio de poliductos que cruzan la entidad, además del suministro de gas natural de la misma manera.
- b) Existe disponibilidad de servicios, así como la infraestructura necesaria para instalar la planta de MEK.
- c) Puebla esta considerado como zona de prioridad Nacional por el decreto publicado en el Diario oficial el 22 de Enero de 1986, por lo que las inversiones que se realicen en éste lugar, serán estimuladas por el gobierno.

Además considerando que la ubicación del principal mercado de consumo de la MEK, la instalación de la planta en éste lugar presentaría la ventaja de estar cerca de los principales consumidores, favoreciendo con ello la venta y distribución del producto.

En base a la información anterior y los criterios de selección de la zona para la instalación de la planta de MEK, podemos concluir que el lugar más conveniente para la instalación de la planta es el Estado de **PUEBLA**, en el corredor industrial cercano a la capital del estado.

CAPITULO 4.

ESTUDIO TÉCNICO.

4.1 Bases de diseño.

El documento de bases de diseño³⁰ es la fuente de información más importante que proporciona el cliente a la compañía de ingeniería, para que ésta pueda llevar a cabo el diseño de la planta. En él se incluye información requerida para el diseño de proceso, tal como: capacidad, rendimiento, flexibilidad, ampliaciones futuras, especificación y condiciones de las alienaciones, etc. Además de la información para realizar la ingeniería de detalle como eliminación de desechos, instalaciones requeridas de almacenamiento, servicios auxiliares, sistemas de seguridad, condiciones climatológicas, localización de la planta, etc. Asimismo es el documento más importante del se dispone al finalizar un proyecto, ya que contiene los fundamentos del diseño que utilizó la compañía de ingeniería.

Al contener los lineamientos y especificaciones del proceso, el documento de bases de diseño, sirve como punto de partida para establecer las garantías que la compañía licenciadora deberá ofrecer a su cliente. En general las garantías pueden cubrir entre otros aspectos, la capacidad de la planta, etc. Desde luego, para poder decir que el proceso resulta satisfactorio al analizar algunos de los aspectos mencionados, es necesario que la operación de la planta se realice siguiendo estrictamente las instrucciones del licenciador, quien a su vez tendrá mucho cuidado en vigilar que las variables operacionales fijadas por el cliente, como podrían ser la carga a la planta y la cantidad y calidad de los servicios auxiliares, se apeguen a lo contenido en este documento de bases de diseño.

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

La fuente de información para elaborar el documento de bases de diseño es un cuestionario que se turna al cliente para ser completado de acuerdo a la situación específica del documento.

El contenido del documento utilizado para el diseño del proceso, es en forma general el siguiente:

- a) Generalidades.
- b) Capacidad, rendimiento y flexibilidad.
- c) Especificaciones de las alimentaciones.
- d) Especificaciones de los productos.
- e) Condiciones de las alimentaciones a la planta en límites de batería.
- f) Condiciones de los productos en límites de batería.
- g) Información de los servicios auxiliares del proceso.

En el documento de bases de diseño se deberá indicar, al igual que en todos los documentos de cada proyecto, el nombre de la planta, la localización y el número de contrato.

objetivos :

El presente cuestionario de diseño tiene como objetivo conocer los criterios del cliente y datos básicos del proyecto, los cuales son indispensables para la elaboración de las bases de diseño que se utilizarán en el desarrollo de la ingeniería.

Toda información que aquí se obtenga orientará al diseño de la planta considerando las preferencias del cliente y cumpliendo los requisitos de economía, funcionalidad, seguridad, constructividad y reglamentación oficial.

Se generará parte de la ingeniería básica para producir MEK en la zona industrial de la ciudad de Puebla, Pue. Cumpliendo con la reglamentación y normas técnicas vigentes de la Ley General del equilibrio Ecológico y Protección Ambiental. Además de proporcionar calidad en el producto, cumpliendo con los parámetros y condiciones establecidas por los compradores.

4.1.2. - Función de la planta.

El objetivo que persigue el presente estudio es para satisfacer la demanda de la MEK en la Republica Mexicana. Debido a que la oferta nacional es nula, siendo necesaria la importación del producto. Para tal efecto se pensó en el prediseño de una planta que produzca 12,000 ton. Anuales por el método de Hidratación Directa de n-Butenos habiendo sido seleccionada la Tecnología Deustche-Texaco.A.G., ésta consideración esta basada en la selección técnica realizada anteriormente.

4.1.3.- Tipo de proceso

Se ha seleccionado la Tecnología Deustche - Texaco.A.G. la cual, consiste en dos secciones:

La sección de hidratación directa de n-butenos y la de deshidrogenación catalitica del alcohol secbutilico (SBA). En la primera consiste en la hidratación directa de n-butenos ,para obtener él (SBA) y en la segunda se realiza una des hidrogenación catalítica del SBA para obtener metil etil cetona (MEK), con la calidad y especificaciones requeridas por cliente.

4.1.4.- Capacidad, rendimiento y flexibilidad .

La planta estará diseñada para operar 330 días al año, con lo cual obtenemos un factor de servicio de 0.92.

La capacidad de diseño de la planta será de 12,000 toneladas anuales de MEK, en el primer año operara al 80 % de su capacidad, en el segundo al 90 % y en los siguientes años trabajara al 100 % de su capacidad.

La planta no seguirá operando cuando se presente fallas en electricidad, vapor, agua de enfriamiento ó aire de instrumentos. La unidad tendrá facilidades tendientes a un paro ordenado para el caso de que ocurriese alguna de éstas fallas.

Se cuenta con los recursos necesarios para que no se presenten los problemas de falta de aire y agua de proceso.

No se consideran ampliaciones futuras.

4.1.5.- Especificaciones de las alimentaciones a la planta.

Las diferentes alimentaciones a la planta y sus especificaciones serán las siguientes:

a).- n-butenos (butilenos)

Alimentación.	Composición	Flujo. (mol/hr)
n-butenos (butilenos)	Mezcla de butilenos con una concentración del 92 % de butenos y el resto de otros hidrocarburos.	18929

b).- Agua de proceso.

Propiedad y/ó parámetro.	Valores.
Turbidez.	< 10 NTU
Materia Orgánica.	Trazas.
Color.	< 5 HU
PH.	6.5- 7.0
Dureza.	< 70 mg/l
Alcalinidad.	< 85 mg/l
Hierro.	0.1-1 mg/l
Carbonatos.	< 50 mg/l
Sulfatos.	< 100 mg/l
Cloruros.	20 - 60 mg/l
nitratos.	< 10 mg/l
Calcio	< 100 mg/l
Magnesio.	< 30 mg/l
Disponibilidad.	La disp. diseño.

4.1.6.- Especificaciones de los productos.

En la tabla que se muestra a continuación ,se indican las especificaciones y/ó composición que deberán tener los productos de la planta.

a).- Metil Etil Cetona (MEK)

Composición.	> 99 %
Agua	< 0.1 %
Libre de impurezas.	< 0.002 %
Densidad (d 20 °C/)4	0.804-0.805

b).- Hidrogeno.

Estado físico : Gas

Composición : 99.9% y 0.1 % de impurezas.

Condiciones de los productos en límites de batería.

Producto	Temperatura (°C)	Presión (atm)	Edo Físico.
MEK	70	1	Líquido
H ₂	70	8	Gas.

4.1.7.- Agentes químicos.

a) Resina fabricada a base de Divinil -benceno – Estireno⁴¹.

La Resina utilizada en hidratación directa de n-butenos es un copolímetro de divinilbenceno – estireno de intercambio catiónico fuertemente ácida que contiene grupos sulfónicos y tiene las siguientes características:

Contenido de divinilbenceno	12 %
Forma de la partícula	Esférica.
Medida de la vena	0.3 – 1.1 mm.
Densidad	800 g/ml.
Superficie específica	39 – 40 m ² /g.
Volumen del poro	0.183 ml/g.
Prom. del diámetro del poro	190 Å°

b) Bronce (Cu-Zn).

Estado Físico :Esferas sólidas.

Composición : 65 % Cu y 35 % Zn.

C).Aceite de calentamiento Dowtherm 'A'.

Propiedades físicas del fluido térmico:

Peso molecular	165 g/mol
Densidad	0.097
Punto de fusión	53.6 °F
Punto de ebullición	500 °F
Punto de inflamación	255 °F
Calor específico del líquido	0.526 Btu/lb.
Calor de vaporización	125 Btu/lb
Calor de fusión	64 Btu/lb
Viscosidad absoluta del líquido	0.30 cp
Tensión superficial	43 Dinas / cm ²
Conductividad térmica	0.076 Btu/hft ² (°F/ft)

4.1.8.- Efluentes químicos.

El diseño de los sistemas de tratamiento de afluentes líquidos y gaseosos se apegará a la normatividad mexicana de emisiones de fuentes estacionarias de acuerdo a su objetivo de control.

4.1.9.- Instalaciones requeridas para almacenamiento.

No se consideran en el presente trabajo.

4.1.10.- Servicios auxiliares.

No se generará vapor en límites de batería.

El vapor requerido en el proceso, tendrá las siguientes características:

a).--Vapor de media presión.

Variables	Normal	Máxima	Unidades.
Presión.	10	17	Kg/cm ² .
Temperatura.	270	300	° C
Calidad.	Sobrecalentado	---	---
Disponibilidad.	La req por diseño.	---	---

b).- Vapor de baja presión.

Variables	Normal	Máxima.	Unidades.
Presión.	3.5	7	Kg/cm ² .
Temperatura.	155	---	° C
Calidad.	Saturado.	---	---
Disponibilidad.	La req. diseño..	---	---

4.1.11.- Retorno de condensados.

El vapor de media presión sólo se utilizará en los equipos donde el vapor de baja presión sea incapaz de proporcionar la energía necesaria para el fin determinado.

El condensado de baja presión se retorna a L.B a las condiciones siguientes :

Presión : 2.2 atm.

Temp. : 54 ° C.

Se contará con un solo nivel de condensado en L.B. y será condensado de baja presión con una presión mínima de 3.5 Kg/cm².a 54 °C.

4.1.12.- Agua de enfriamiento .

Para los sistemas de enfriamiento se dispondrá en forma ilimitada de agua proveniente de la torre de enfriamiento ubicada fuera de límite de baterías.

Características y/o condiciones del agua de enfriamiento.

Sistema de enfriamiento	Torre de enfriamiento
Presión de entrada en L.B.	3 Kg/cm ²
Temperatura de entrada en L.B.	22 ° C.
disponibilidad.	La requerida.
Presión de retorno	2 Kg / cm ²
Temperatura de retorno	40 ° C.
P.H.	7
Dureza total como Ca CO ₃	758 pmm
Sólidos disueltos	1029 ppm
Cloro como cloruros	0.5 ppm

4.1.13.- Agua para servicios y usos sanitarios.

Fuente de suministro . Red municipal.

Presión en L.B : 2 Kg / cm²

Temp. en L.B : 22 °C

Disponibilidad : La requerida.

4.1.14.- Agua potable.

Se suministra por otros por medio de garrafones.

Análisis Químico :AWWA.

4.1.15.- Agua contra incendio.

Estará de acuerdo a las especificaciones de la NFPA.

La presión mínima de suministro será de : 13 Kg / cm²

Se acepta agua cruda y agua filtrada.

Se debe de contar con una fuente secundaria para permitir un combate continuo mínimo de 2 hrs. Dicha fuente se tendrá que reponer en un tiempo no mayor de 5 hrs.

4.1.16.- Agua para calderas.

Presión en L.B : 3.5 Kg / cm²

Temp. en L.B :32 ° C.

Disponibilidad : La requerida.

4.1.17.- Agua de proceso.

Fuente de suministro : sistema de acondicionamiento fuera de L.B.

Presión : 3.45 Kg / cm²

Temp. en L.B : 25 ° C.

Disponibilidad : La requerida.

4.1.18.- Aire para instrumentos .

El aire de instrumentos deberá ser generado dentro de la planta ,debiendo considerarse una capacidad extra del 10 % .

El aire para instrumentos será suministrado de un sistema fuera de L. B.

Presión : 7 Kg / cm²

Punto de rocío : - 40 ° C.

4.1.19.- Aire para la planta .

Será utilizado para la limpieza del área de proceso, así como para limpiar algunas áreas de instrumentos.

4.1.20.- Combustible.

La demanda de combustible será cubierta con gas natural y como alternativa se utilizará combustible ecológico.

Las principales características del gas natural son:

a).- Gas natural.

Estado físico	Gas
Fuente de suministro	Red de poliductos de PEMEX..
Poder calorífico	8944 Kcal/Kg
Gravedad específica.	0.5738
Peso específico	16.6
Presión en L.B.	3 Kg / cm ²
Temp. en L.B.	30 ° C.
Disponibilidad	La requerida .

=====

b).- Alternativa.

Combustible ecológico.

Estado físico	líquido
Fuente de suministro	poliducto de PEMEX:
Poder calorífico	8944 Kcal/Kg
Gravedad específica.	0.5738
Presión en L.B:	5 Kg / cm ²
Temperatura en L.B.	50 ° C.
Análisis químico	Azufre 3.5 % máx. Carbón 7 % Min. y 8 % Máx.
Disponibilidad	La requerida

4.1.21.- Inertes.

El inerte será N₂ y será entregado por PEMEX en la planta por medio de cilindros.

4.1.22.- Refrigeración.

No aplica.

4.1.23.- Alimentación de energía eléctrica.

Fuente de suministro	C.F.E.
Tensión.	480 Volts. en L.B.
Número de fases.	3
Frecuencia.	60 Hz.
Factor de potencia.	0.85
Acometida.	Subterránea.
Material del conductor.	Cobre electrolítico.
Aislamiento del conductor.	XLPE,PVC con forro de plomo.
Interrupciones :	Frecuencia prácticamente nula.
Nº de conductores	Suficientes para doble circuito.
Diámetro del ducto	El necesario.
Material del ducto	Asbesto, cemento.

=====

Alimentación de energía eléctrica de emergencia.

Nota: Será solo para instrumentos y alumbrado de emergencia.

Fuente de suministro	Externa.
Tensión	257 Volts
Nº de fases	Una
Frecuencia	60 Hertz
Nº de conductores	Suficientes para doble circuito
Material del conductor	Cobre electrolítico.
Aislamiento del conductor	XIPE, PVC con forro de plomo
Acometida	Subterránea.
Disponibilidad	La req. para los servicios indicados.

4.1.24.- Teléfonos

El sistema de comunicación telefónica externa e interna será instalado por otros

4.1.25.- Condiciones climatológicas.

a).- Temperatura.

Máxima extrema.	31 °C
Mínima extrema.	-1.5 °C
Máxima promedio.	24 °C
Mínima promedio.	5 °C
Bulbo húmedo promedio.	12 °C

b).- Precipitación pluvial

Máxima en 24 hrs.: 72 mm

Máxima en 1 Hr.: 45 mm-

Promedio anual : 84 mm

Días con lluvia apreciable : 16

c).- Viento.

Dirección de los vientos reinantes : SE a NO.

Dirección de los viento dominantes : SE a N.

Velocidad media del aire : 2 m/seg.

Máxima medición registrada: 16 m/seg.

d).- Humedad relativa.

Máxima :99 %.

Normal : 95 %.

Mínima : 88 %.

4.1.26.- Localización de la planta.

La planta estará ubicada en Puebla,Puebla.

Coordenadas Geograficas:

Latitud Oeste: 98 ° 12'

Latitud norte : 19 ° 03'

Altitud : 2160 msnm.

Coordenadas en L.B. : Pendiente.

4.1.27.- Bases de diseño electrico.

Se diseñarán por otros con la aplicación de las mejores técnicas para llevar energía eléctrica a equipos, alumbrado y comunicaciones mediante diseños económicos. Además se deberán de especificar los equipos eléctricos, elaborar planos de distribución de fuerza, alumbrado, tierras y apartarayos, comunicaciones y sonido, diagramas de control eléctrico, diseño de centros de control de motores y subestaciones.

4.1.28.- Bases de diseño civil.

Se elaborarán calculos y diseño de cimentaciones de equipo de planta, cuartos de control y los que se requieran en el proyecto, soporteria de equipo ó tubería metálica y/o concreto ,plataforma de perforación, drenajes, parteaguas, registros, ductos y pavimentos, estudios para la mecánica de asuelos, dibujos en detalle, listas de materiales y recomendaciones de construcción de elementos civiles.

4.1.29.- Solicitaciones por viento y sismo.

Será aceptado el uso del manual de obras civiles de la C.F.E., para solicitudes de por viento y sismo.

Para efectos sísmicos el terreno se clasifica como firme.

Nivel de piso terminado.

3 m sistema de la planta

Nivel freatico.

2 m sistema de la planta.

Tipo de edificios y construcciones dentro de L. B.

Los edificios que deberán localizarse dentro de los límites de batería serán: cuarto de control eléctrico y de instrumentos.

Información general sobre el tipo de suelos.

Como criterio general, el estudio de mecánica de suelos debe de cumplir con los requerimientos establecidos en la norma NDC 1402.

Los servicios e información que deberá de proporcionar el especialista en mecánica de suelos son :

- 1) asesorar al contratista durante todo el tiempo que dure la construcción de la planta, en todos los aspectos relacionados con el sistema de cimentaciones.
- 2) Presentar el reporte del estudio de suelos del lugar.

Clasificación de zona de temblores.

La planta de encuentra localizada dentro del eje Neovolcanico, por lo que debemos de considerar actividad sísmica, sin embargo, según el código de la C.F.E. en esta zona se considera el suelo estable.

Áreas Sísmicas : 3

Intensidad de diseño sísmica : 0.18

Zona : Estable.

Magnitud de sismos : 4-6.5 Escala Richter.

Factor de diseño estructural : 0.18

4.1.30.- Bases de diseño para tuberías.

Se deberán aplicar para el diseño de tuberías las normas ANSI y API.

El diseño de la tubería se realiza tomando como base los diagramas de tubería e instrumentación, así como el plano de localización general, información de las distintas especialidades, dibujos del fabricante, etc.

El tipo de soportes será estructural con protección de concreto y algunas variantes: drenaje pluvial, aceitoso, químico, sanitario, etc.

4.1.31.- Bases de diseño para instrumentos.

Se deberán de elaborar los diagramas de instalación de la planta, diseñar los tableros de control y listas de materiales e instrumentos.

Tableros de control.

Será del tipo consola con control distribuidor.

Tipo de instrumentación

Se empleará un tipo de instrumentación analógica.

Calibración de instrumentos .

La calibración de instrumentos se hará en las siguientes unidades.

Presión : Kg / cm².

Temp:° C.

Flujo líquidos : m³/ min.

Flujo de gases : m³ / hr.

4.1.32.- Bases de diseño para equipos.**a).- Intercambiadores de calor.**

Se diseñarán de acuerdo al código TEMA, además de que su diseño será termodinámica.

Se deben de elaborar los dibujos en detalle, dimensiones y especificaciones y lista de materiales de éstos equipos para su adquisición.

b) Recipientes.

La presión de diseño será del 10 % ó 2 Kg / cm².de la presión máxima de operación que resulte mayor.

Se deben diseñar los recipientes atmosféricos según el código API.

c) Equipo de enfriamiento.

Se promoverá el uso de aire de como medio de enfriamiento hasta donde sea posible ,para fomentar el ahorro en el consumo de agua, en los lugares donde no es posible, se utilizará agua de enfriamiento.

Los equipos aquí considerados, aunque son fabricados y garantizados por el cliente, deben de cumplir las especificaciones que se basan en las normas y códigos internacionales como : API, NEMA, ASME, ANSI, etc.

=====

4.133.- Normas, códigos y especificaciones.

Tipo de Equipo ó Actividad	Norma, Código ó Especificación.
Recipientes a presión	ASME.
Tuberías y accesorios	ANSI.
Electricidad.	NEMA, NEC.
Ruido	SEDESOL, PEMEX.
Seguridad.	API, NFPA, ASME.
Instrumentación	ISA.
Cambiadores de calor	ANSI, ASME, TEMA.
Bombas y compresores.	API.
Desechos.	Normas Técnicas de SEDESOL.
Materiales.	ASTM.
Construcción.	C.F.E.

Nota : Las siglas empleadas son para algunas normas por su escritura en ingles.

Por ejemplo:

American Petroleum Institute.
 American Society of Mechanical Engineers.
 Tubular Exchanger Manufacturers Association.
 American Society for Testing and Materials.
 American National Standards Institute.
 National Electric Manufacturers Association.
 Instruments Standards Association.
 National Electric Control.
 National Fire Protection Association.

4.1.34.- Desfogue:

Se diseñara un sistema de desfogue de la planta de acuerdo a la contra presión mínima en el reactor de hidratación directa de n-butenos y en el de deshidrogenación catalítica de SBA

4.2.-BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

El balance de materia y energía³⁰ es la presentación de los balances del proceso que incluye todas las corrientes numeradas en le diagrama de balance y energía. Este balance incluye, además de flujos, composiciones, características básicas y condiciones de temperatura y de presión de las corrientes, los valores de las propiedades termofísicas requeridas para el diseño de líneas y especificación de instrumentos.

El balance de materia y energía puede ser presentado en un cuadro sinóptico en donde se incluye información de composición, flujo molar másico y volumétrico, peso molecular promedio, densidad relativa, factor de caracterización, densidad y propiedades diversas (presión de vapor de líquidos, capacidad calorífica, viscosidad, conductividad térmica y tensión superficial) así como el contenido energético de la corriente.

**TABLA 4.1
BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.**

COMP/CORR	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	
Isobuteno	0.25	-	0.12	0.11	0.1	-	0.08	0.08	-	0.07	0.065	-	0.05	-	0.05	0.1	0.1	0.02	0.01	-	0.001	0.003	0.005	0.003	
l-Buteno	0.35	-	0.18	0.16	0.14	-	0.12	0.11	-	0.09	0.092	-	0.07	-	0.07	0.14	0.14	0.02	0.03	-	0.002	0.002	0.01	0.002	
Cis-2-buteno	0.2	-	0.1	0.09	0.08	-	0.09	0.06	-	0.05	0.05	-	0.04	-	0.04	0.08	0.08	0.05	0.05	-	0.005	0.005	0.004	0.005	
Trans-2-buteno	0.2	-	0.1	0.09	0.07	-	0.1	0.05	-	0.05	0.05	-	0.04	-	0.04	0.08	0.08	0.06	0.06	-	0.002	0.003	0.001	0.003	
Agua	-	1	0.19	0.1	0.19	1	0.12	0.19	1	0.13	0.19	1	0.14	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
SBA	-	-	0.29	0.44	0.39	-	0.52	0.47	-	0.58	0.54	-	0.62	-	0.62	0.58	0.58	0.99	0.04	-	0.04	0.016	0.83	0.016	
Hidrogeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.485	1	-	-	-	
MEK	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.485	-	0.95	0.98	0.1	0.98
Flujo Total (Mol/hr)	18,929	12,000	62,208	55,796	62,208	12,000	57,078	62,208	12,000	58,104	62,208	12,000	58,924	29,071	50,209	31,280	31,280	19,717	38,329	18,612	19,717	18,928	788	18,928	
Flujo Total (Kg/hr)	1,062	3,360	3,360	3,360	3,475	3,360	3,475	3,568	3,360	3,568	3,642	3,360	3,642	523	3,484	2,081	2,081	1,461	1,461	37.5	1,423	1,365	58	1,365	
Temperatura (°C)	30	170	170	185	170	170	185	170	170	185	170	170	185	180	80	80	80	80	80	250	60	80	80	80	80
Presión (Atm)	70	68	68	68	68	68	68	68	68	68	68	68	68	66	9	9	9	9	9	3	2	2	1.5	1.5	1.5
Densidad (Kg/m³)	247	5	5	496	506	5	528	536	5	552	558	5	570	840	529	618	618	5	1	0.04	1.7	734	726	734	
Entalpia (J/Kg Mol)	6 E+06	-1 E+08	-1 E+08	-1 E+08	-1 E+08	-1 E+08	-1 E+08	-1 E+08	-2 E+08	-2 E+08	-2 E+08	-2 E+08	-2 E+08	-1 E+07	-2 E+08	-1 E+08	-1 E+08	-3 E+08	-1 E+08	6 E+06	-2 E+08	-2 E+08	-3 E+08	-2 E+08	
P.M. Promedio	56	54	54	60	55	54	60	57	54	61	58	54	62	18	69	66	66	74	38	2	72	72	74	72	

4.3.- Diagrama de flujo de proceso (DFP).

El diagrama de flujo de proceso³⁰ (DFP) es un documento fundamental de un proceso, que consiste en una representación gráfica objetiva de la información más relevante del mismo. Proporciona información a las distintas especialidades de ingeniería (Básica y de Detalle), ingenieros de proyecto, funcionarios de la compañía de ingeniería y al cliente, personal de operación de la planta, etc., sobre las entradas, salidas de materia y energía, la secuencia del flujo de proceso, las características básicas del equipo y los controles principales, de manera clara y sencilla.

El contenido del DFP depende de las políticas de la compañía de ingeniería que lo emite, podemos establecer como contenido típico de este diagrama el siguiente.

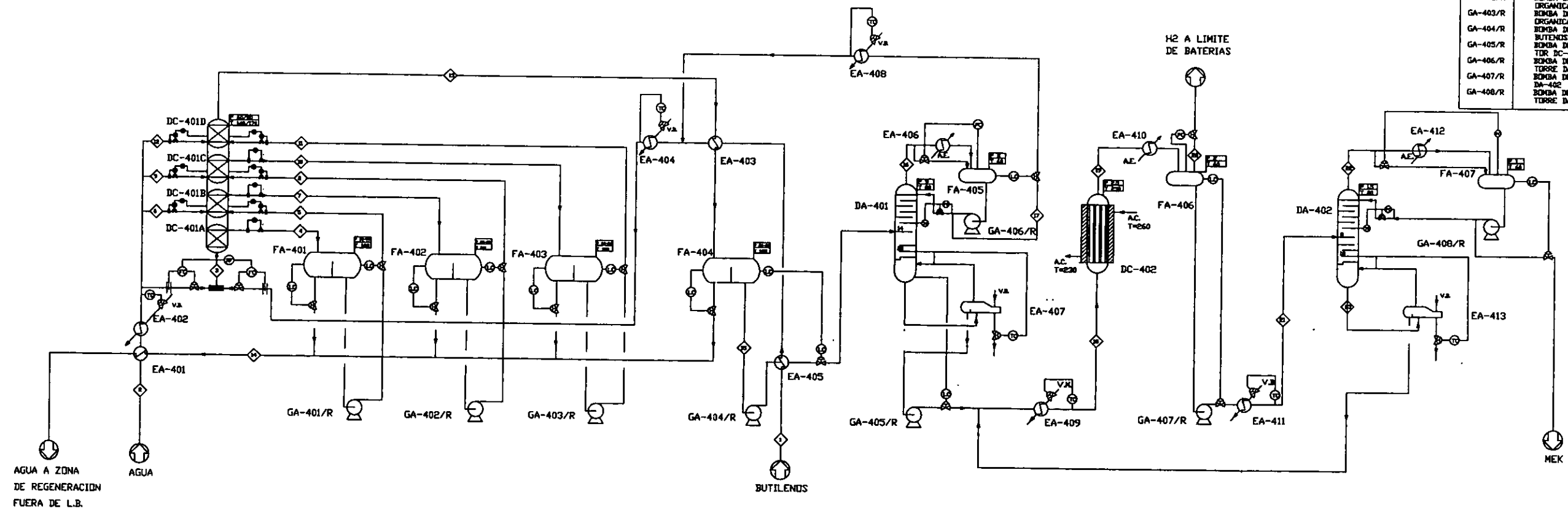
- a).- Identificación del proyecto y de la planta ó sección representada, localización de la planta, nombre del cliente, edición del diagrama y firmas de aprobación interna y cliente.
- b).- Representación esquemática de los equipos de proceso, de acuerdo a estándares de dibujo, y de las corrientes que las unen, indicando la dirección del flujo por medio de flechas.
- c).- Procedencia de las alimentaciones y destino de los productos del proceso mostrando en recuadros en la parte inferior del esquema, de donde parten o a donde llegan las líneas de las corrientes correspondientes.
- d).- Balance de materia y energía, indicando para las alimentaciones, productos y corrientes principales de proceso, flujo, composición, propiedades básicas y condiciones de presión y temperatura.
- 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 (Carga térmica para calentadores y cambiadores de calor; diámetro y altura ó longitud para torres y recipientes ; gasto y cabeza para bombas, etc.).
- f).- Representación esquemática de los controles básicos del proceso.
- g).- Condiciones de operación en los puntos principales del proceso.
- h).- Identificación de los servicios auxiliares utilizados en los distintos equipos de proceso.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

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
ISOBUTILENO	0.25	---	0.12	0.11	0.10	---	0.08	0.08	---	0.07	0.065	---	0.05	---	0.05	0.10	0.10	0.02	0.01	---	0.001	0.003	0.005	0.003
1-BUTENO	0.35	---	0.18	0.16	0.14	---	0.12	0.11	---	0.09	0.092	---	0.07	---	0.07	0.14	0.14	0.02	0.03	---	0.002	0.002	0.001	0.002
CIS-2-BUTENO	0.20	---	0.10	0.09	0.08	---	0.09	0.06	---	0.05	0.05	---	0.04	---	0.04	0.08	0.08	0.05	0.05	---	0.005	0.005	0.004	0.005
TRANS-2-BUTENO	0.20	---	0.10	0.09	0.07	---	0.12	0.19	---	0.13	0.19	---	0.14	---	0.04	0.08	0.08	0.05	0.05	---	0.002	0.003	0.001	0.003
AGUA	---	1	---	0.1	0.19	---	---	0.47	---	---	0.58	---	0.62	---	---	0.58	0.58	0.99	0.04	---	0.04	0.016	0.03	---
SBA	---	---	---	0.44	0.39	---	---	---	---	---	0.54	---	---	---	---	---	---	---	0.485	---	---	---	---	---
MEX	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	0.485	---	---	---	---	---
FLUIDO TOTAL (MOL / HR)	18929	12900	62208	55796	62208	12900	57078	62208	12900	58104	62208	12900	58924	29071	50209	31290	31280	19717	0.485	1	0.95	0.98	0.1	0.9
FLUIDO TOTAL (KG / HR)	1062	216	3360	3360	3475	216	3475	3568	216	3568	3642	216	3542	523	3484	2081	2081	1461	1461	37.5	1423	1365	58	1365
TEMPERATURA (°C)	38	---	170	185	170	---	185	170	---	170	185	---	185	180	80	80	80	80	250	80	80	80	80	80
PRESION (ATM)	78	---	68	68	68	---	68	68	---	68	68	---	68	66	9	9	9	9	2	2	2	2	2	2
DENSIDAD (KG/M3)	247	---	839	5	496	---	839	570	---	532	538	---	570	840	329	618	618	5	1	0.04	1.7	734	1.5	1.5
ENTALPIA (KJ/KG MOL)	666	---	-2E8	-1E8	-1E8	---	-2E8	-2E8	---	-2E8	-2E8	---	-2E8	-1E7	-2E8	-1E8	-1E8	-3E8	-1E8	6E6	-2E8	-2E8	-3E8	-2E8
PH	56	---	18	54	60	---	18	60	---	57	57	---	18	62	69	66	66	74	38	2	72	72	74	72

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	NOMBRE DEL EQUIPO	CARACTERISTICAS
DA-401	TORRE DE DESTILACION DE SBA	600 mm DI #1524 mm L T-T
DA-402	TORRE DE DESTILACION DE MEX	600 mm DI #1402 mm L T-T
DC-401	REACTOR DE HIDRATACION DIRECTA DE N-BUTENOS	900 mm DI #6400 mm L T-T
DC-402	REACTOR MULTITUBOS DE DEHIDROGENACION CATALITICA DE SBA	736 mm DI # 4244 mm L T-T
EA-401	PRECALENTADOR DE AGUA	Q = 1700 kcal/hr
EA-402	CALENTADOR DE AGUA	Q = 15876 kcal/hr
EA-403	CALENTADOR DE N-BUTENOS	Q = 68443 kcal/hr
EA-404	INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA N-BUTENOS	Q = 52254 kcal/hr
EA-405	ENFRIADOR DE N-BUTENOS	Q = 39191 kcal/hr
EA-406	CONDENSADOR DE N-BUTENOS	Q = 29484 kcal/hr
EA-407	REHERVIVOR DE SBA	D=16598Kcal/hr
EA-408	CALENT. LA MEZCLA N-BUTENOS -	Q = 737,710 kcal/hr
EA-409	VAPORIZADOR DE SBA	Q = 194,322 Kcal/hr
EA-410	CONDENSADOR DE SBA Y MEX	Q = 158,263 kcal/hr
EA-411	VAPORIZADOR DE MEX	Q = 17146 kcal/hr
EA-412	CONDENSADOR DE MEX	Q = 15240 kcal/hr
EA-413	REHERVIVOR DE MEX	Q = 160800 kcal/hr
FA-401	TANQUE SEPARADOR DE LA FASE ORGANICA Y ACUOSA DEL REACTOR DC-401	457 mm DI # 1829 mm L T-T
FA-402	TANQUE SEPARADOR DE LA FASE ORGANICA Y ACUOSA DEL REACTOR DC-402	457 mm DI # 1829 mm L T-T
FA-403	TANQUE SEPARADOR DE LA FASE ORGANICA Y ACUOSA DEL REACTOR DC-403	457 mm DI # 1829 mm L T-T
FA-404	TANQUE SEPARADOR DE LA FASE ORGANICA Y ACUOSA DEL REACTOR DC-404	457 mm DI # 1829 mm L T-T
FA-405	TANQUE ACUMULADOR DE LA MEZCLA DE BUTENOS	762 mm DI # 1676 mm L T-T
FA-406	TANQUE SEPARADOR DE H2	1524 mm DI # 4419 mm L T-T
FA-407	TANQUE ACUMULADOR DE MEX	914 mm DI # 1520 mm L T-T
GA-401/R	BOMBA DE RECIRCULACION DE LA FASE ORGANICA DEL TANQUE FA-401	Hp = 8
GA-402/R	BOMBA DE RECIRCULACION DE LA FASE ORGANICA DEL TANQUE FA-402	Hp = 8
GA-403/R	BOMBA DE RECIRCULACION DE LA FASE ORGANICA DEL TANQUE FA-403	Hp = 8
GA-404/R	BOMBA DE LA CARGA DE LA MEZCLA DE BUTENOS-SBA A LA TORRE DA-401	Hp = 8
GA-405/R	BOMBA DE LA CARGA DE SBA AL REACTOR DC-402	Hp = 2
GA-406/R	BOMBA DE REFLUJO DE BUTENOS A LA TORRE DA-401	Hp = 9
GA-407/R	BOMBA DE CARGA DE MEX A LA TORRE DA-402	Hp = 2
GA-408/R	BOMBA DE REFLUJO DE MEX A LA TORRE DA-402	Hp = 2



NOTAS
 1- PRESION EN ATMOSFERAS
 2- TEMPERATURA EN °C
 3- TODAS LAS CARGAS CATALITICAS DEL REACTOR DC-401 OPERAN A LAS MISMAS CONDICIONES DE PRESION Y TEMPERATURA
 4- EL AGUA DE ENFRIAMIENTO UTILIZADA EN LOS CONDENSADORES ENTRA A 25 °C Y SALE A 40 °C
 5- EL ACEITE DE CALENTAMIENTO UTILIZADO EN EL REACTOR DC-402 ES EL BOWTHER A TEMPERATURA DE ENTRADA ES 150 °C Y DE SALIDA DE 230 °C
 6- EL VAPOR UTILIZADO EN LOS INTERCAMBIADORES ES VAPOR SATURADO DE MEDIA Y BAJA PRESION

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO (UNAM).

DIBUJO: RMJ CAM
 REVISO: RMJ CAM

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



FACULTAD DE QUIMICA
 ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TECNICO-ECONOMICA PARA PRODUCIR MEK EN MEXICO
 LOCALIZACION: PUEBLA, PUE.

4.4.- Lista de equipo.

La lista de equipo³⁰ es un resumen de los equipos que intervienen en un proceso, esta basada en el diagrama de flujo de proceso y el balance de materia y energía. El objetivo de ésta lista es recabar la información referente al tipo y número de equipos, el servicio que presta y sus características principales que permiten estimar su inversión inicial, los costos de instalación y los costos de operación.

La clave del equipo consta fundamentalmente de dos partes :

La alfabética y la numérica. La primera tiene como fin primordial, el dar a conocer al diseñador el tipo específico de equipo que se considera para lograr la operación requerida por el proceso, la parte numérica tiene como objetivo el señalar el orden secuencial que los equipos guardan dentro de proceso.

La clave también nos señala el número de equipos idénticos que involucra el proceso, así tenemos que generalmente las bombas incluyen un equipo de relevo, de características iguales al que se encuentra en operación normal.
ejemplo : GA-101/R.

La asignación de claves alfabéticas depende generalmente de cada compañía de ingeniería y aún los diferentes autores de libros de texto de esta especialidad, difieren en su criterio.

La función del equipo debe señalar la aplicación que el equipo, en cuestión, tiene dentro del proceso. Para su utilización se recomienda seguir los siguientes lineamientos generales.

a).-Función principal.- El nombre del equipo debe de dar idea de su función básica, v.gr. Compresor, Calentador, Bomba, etc.

b).- Función Especifica.- Es conveniente indicar, a su vez, la función específica del equipo en cuestión, v.gr., Calentador de carga, Compresor de recirculación; etc.

c).- Brevedad.- El nombre del equipo debe de ser breve y conciso, con el mínimo de palabras que pongan de manifiesto su función o características principales en forma simple.

Característica.

Con el fin de evaluar el costo de los equipos que integran el proceso, es necesario tener conocimiento de las principales características de ellos. Las características principales de un equipo difieren de acuerdo al criterio de los autores; sin embargo, estas diferencias generalmente provienen solamente del hecho de que las fuentes bibliográficas para la estimación de costos, utilizan diferentes parámetros base, por ejemplo algunos textos de ingeniería de costos utilizan la potencia de una bomba para evaluar su costo y otros, se basan en el gasto y cabeza para obtenerlo. Otro ejemplo es el de los cambiadores de calor, algunas veces se fundamenta su costo en la carga térmica y en otras, en el área de transferencia o aún más en el diámetro (s) de la carga y longitud de la envolvente y número de pasos.

Sin embargo, la estimación de la inversión no es el único objetivo de la lista de equipo, ya que otra de sus funciones primordiales es dar información de las dimensiones de los equipos, para proceder a su localización y acomodo óptimo, dentro del área disponible para tal fin.

A continuación se da una lista de los principales equipos de proceso y su característica fundamental que intervienen en la producción de MEK. Hay que hacer notar que las características aquí señaladas, solamente son un ejemplo de lo generalizado y de ninguna manera deberá ser interpretado como única o lo más conveniente.

Tabla 4.2
Lista de equipo.

CLAVE	NOMBRE DEL EQUIPO.	CARACTERISTICAS.
DA-401	Torre de Destilación de SBA.	600 mm D.I * 15240 mm L _{T.T.}
DA-402	Torre de Destilación de MEK.	600 mm D.I * 14020 mm L _{T.T.}
DC-401	Reactor de Hidratación directa de n-butenos.	900 mm D.I * 6400 mm L _{T.T.}
DC-402.	Reactor Multitubos de Deshidrogenación Catalítica de SBA	736 mm D.I * 4244 mm L _{T.T.}
EA-401	Precaentador de agua.	Q = 17010 Kcal / hr.
EA-402	Calentador de agua	Q = 15876 Kcal / hr.
EA-403	Calentador de n-butenos.	Q = 68443 Kcal / hr.
EA-404	Intercambiador de calor para n-butenos.	Q = 52254 Kcal / hr.
EA-405	Enfriador de n-butenos.	Q = 39191 Kcal / hr.
EA-406	Condensador de n-butenos.	Q = 29484 Kcal / hr.
EA-407	Rehervidor de SBA.	Q = 165980 Kcal / hr.
EA-408	Calentador de la mezcla de n-butenos.	Q = 73710 Kcal / hr.
EA-409	Vaporizador de SBA.	Q = 194322 Kcal / hr.
EA-410	Condensador de SBA y MEK.	Q = 158362 Kcal / hr.
EA-411	Vaporizador de MEK.	Q = 17146 Kcal / hr.
EA-412	Condensador de MEK.	Q = 15240 Kcal / hr.
EA-413	Rehervidor de MEK.	Q = 160800 Kcal / hr.
FA-401	Tanque separador de la fase orgánica y acuosa del reactor DC-401A.	457 mm D.I * 1829 mm L _{T.T.}
FA-402	Tanque separador de la fase orgánica y acuosa del reactor DC-401B.	457 mm D.I * 1829 mm L _{T.T.}
FA-403	Tanque separador de la fase orgánica y acuosa del reactor DC-401C.	457 mm D.I * 1829 mm L _{T.T.}
FA-404	Tanque separador de la fase orgánica y acuosa del reactor DC-401D.	457 mm D.I * 1829 mm L _{T.T.}
FA-405	Tanque acumulador de la mezcla de butenos.	762 mm D.I * 2150 mm L _{T.T.}
FA-406	Tanque separador de H ₂ .	1524 mm D.I * 4572 mm L _{T.T.}
FA-407	Tanque acumulador de MEK.	915 mm D.I * 1650 mm L _{T.T.}
GA-401	Bomba de recirculación de la fase orgánica del tanque FA-401.	HP = 8
GA-402	Bomba de recirculación de la fase orgánica del tanque FA-402.	HP = 8
GA-403	Bomba de recirculación de la fase orgánica del tanque FA-403.	HP = 8
GA-404	Bomba de carga de la mezcla de Butenos -SBA a la torre DA-401.	HP = 8
GA-405	Bomba de carga de SBA al reactor DC-402.	HP = 2
GA-406	Bomba de reflujo de butenos a la torre DA-401.	HP = 9
GA-407	Bomba de carga de MEK a la torre DA-402.	HP = 2
GA-408.	Bomba de reflujo de MEK a la torre DA-402.	HP = 2

4.5.- Descripción del proceso de MEK.

El DFP es el documento en que se plasma la ingeniería conceptual del proyecto, por lo que requiere de un documento adicional que ayude a su interpretación y de esta manera los especialistas que lo utilicen logren un total entendimiento del mismo. El documento, que se utiliza para lograr este fin es conocido como descripción del proceso.

La descripción del proceso^{30,37} tiene por finalidad permitir un conocimiento de las características fundamentales del proceso para facilitar la interpretación de los diagramas de flujo.

Básicamente debe de incluir la información del proceso que se relevante, haciendo hincapié en aquella que se refiera a características y condiciones de operación de los equipos de proceso así como aspectos que se consideren de utilidad para anticiparse a posibles problemas operacionales.

Contenido.

- a).- Es conveniente conservar durante el desarrollo de la descripción del proceso, la secuencia normal del flujo de las corrientes señaladas en el diagrama.
- b).- El nombre que se utilicen para los equipos involucrados debe de coincidir plenamente con la nomenclatura incluida en la lista de equipo (también las características de los equipos).
- c).- Al iniciar la elaboración del documento, es recomendable mostrar una introducción que incluya los elementos principales como son: función de la planta, capacidad, alimentaciones, productos, etc.
- d).- La sección o secciones que conforman el proceso deberá desarrollarse independientemente, pero señalando claramente la interrelación existente entre ellos.
- e).- Se debe señalar para cada corriente sus principales características (presión, temperatura y principales componentes, cuando se requiera). Por otra parte, para los equipos es conveniente indicar su nombre completo y clave.

Descripción del proceso de obtención de MEK.

Proceso Deustche- Texaco.A.G.

El proceso para obtener 12,000 ton. / año de Metil Etil Cetona (MEK) consiste primero en la hidratación directa de butilenos (mezcla de butilenos con una concentración del 92 % de n-butenos) para obtener el alcohol secbutílico (SBA), como producto intermedio para producir la MEK.

=====
Posteriormente se lleva a cabo una deshidrogenación catalítica del SBA, para producir MEK, con las especificaciones de calidad requeridas por el cliente.

Para fines de descripción, el proceso se divide en dos secciones :

- a) Sección de Hidratación Directa de Butilenos.
- b) Sección de Deshidrogenación Catalítica de SBA.

a).- Sección de hidratación directa de butilenos.

La carga de butilenos provenientes de límite de baterías a 70 atm. y 30 °C, aprovecha el intercambio térmico de las corrientes de proceso, absorbiendo calor de la corriente de alimentación a la torre de destilación de SBA DA-401, por medio del enfriador de n-butenos EA-405, alcanzando una temperatura de 70 ° C. También ésta corriente se hace pasar por el calentador de n-butenos EA-403, aprovechando el calor de la corriente de salida del reactor DC-401, alcanzando una temperatura de 110 ° C y por último los butilenos pasan por el intercambiador de calor para n-butenos EA-404 alcanzando una temperatura de 170 °C, ésta condición es la requerida en el reactor DC-401 para llevar a cabo la reacción de hidratación directa de butilenos.

La corriente de alimentación de Agua (agua fresca desmineralizada y agua regenerada) provenientes de límite de baterías a 22°C y 70 atm, aprovecha también el intercambio térmico de la corriente de proceso, absorbiendo el calor de la corriente acuosa proveniente de los tanques de separación de la fase acuosa y orgánica FA-401, FA-402, FA-403 Y FA-404, alcanzando una temperatura de 100°C y posteriormente pasa por el calentador de agua EA-402, para adquirir una temperatura de entrada al reactor DC-401 entre 140 - 170 ° C.

Por medio de un regulador de flujos, la corriente de agua y butilenos son combinadas utilizando un mezclador estático, el cual garantiza un mezclado parcial antes de entrar al reactor DC-401 de hidratación directa de n-butenos el cual consta de 4 camas catalíticas a base de una resina de Divinilbenceno-Estireno, en el cual se realiza una reacción de hidratación directa de n-butenos y opera a una presión de 60 - 80 atm. y una temperatura en el rango de 140 /170 ° C obteniéndose una fase acuosa y una orgánica, la cual contiene el SBA , producto intermedio para la producción de MEK el cual va aumentando su conversión conforme éste va ascendiendo en cada una de las camas catalíticas hasta llegar a un 70 % aproximadamente.

La corriente que sale de la primera cama catalítica es enviada al tanque separador de fases acuosa y orgánica FA-401 que opera a las mismas condiciones de presión del reactor y a una temperatura de 180°C, éste recipiente es utilizado para separar por gravedad dos líquidos

=====

inmiscibles que poseen densidades diferentes, además de estar provista de una mampara para facilitar la separación de la fase pesada y ligera.

La fase acuosa pesada y la fase orgánica ligera son separadas por derrame al entrar al tanque separador, la primera fase es enviada al intercambiador Iónico fuera de límites de batería, donde se regenera (debido a que el sistema catalizador utilizado es una resina de intercambio catiónico fuertemente ácida que contiene grupos sulfónicos), para su posterior recirculación al reactor DC-401, la fase orgánica separada es enviada al reactor DC-401 mediante la bomba de recirculación de la fase orgánica a la cama catalítica B del mismo reactor, de la misma forma las fases orgánicas son recirculadas a la siguientes camas catalíticas para llevarse a cabo la reacción de hidratación directa, por las bombas GA-402 y GA-403, previamente habiendo pasado por los tanques de separación FA-402 y FA-403.

La corriente de salida del reactor DC-401 a una temperatura de 185°C cede su calor a la corriente de alimentación al reactor por medio del calentador de n-butenos EA-403, bajando su temperatura a 130 °C, posteriormente se envía al tanque separador de fases acuosa y orgánica FA-404. La fase acuosa es enviada para su regeneración al sistema antes mencionado fuera de límite de baterías y la fase orgánica (SBA, Olefinas, etc.) es enviada a la torre de destilación de SBA DA-401, habiendo pasado previamente por el enfriador de n-butenos con clave EA-405 para alcanzar una temperatura de 80°C y alimentarse al plato # 14 de la torre de destilación DA-401, la cual opera a 9 atm. y 80°C, en donde se separan los componentes de la mezcla aprovechando las diferencias de los puntos normales de ebullición, por domos obtenemos una mezcla de n - butenos (olefinas) y por fondos obtenemos el SBA con una pureza. del 99.9 %.

El destilado de la torre a 80 ° C es condensado por medio del condensador de n - butenos EA-406 y enviado al tanque acumulador de Butenos FA-405, donde una parte es enviado ala torre de destilación por medio de la bomba de reflujo GA-406 y la otra parte es recirculada al reactor de hidratación directa de n-butenos, pasando previamente por el calentador de mezcla de butenos EA-408, para alcanzar una temperatura de 110 °C y posteriormente pasar por el intercambiador de calor para n-butenos EA-404 antes mencionado.

El producto de fondos es enriquecido por medio del rehervidor de SBA EA-407 tipo kettle y con las especificaciones requeridas es enviado por medio de la bomba GA-405 de carga de SBA al reactor DC-402, que alimentará al reactor multitubos de deshidrogenación catalítica de SBA DC-402, ésta corriente pasa por el vaporizador de SBA EA-409, para alcanzar una temperatura de 200 °C, que es la requerida para llevarse a cabo la reacción de deshidrogenación catalítica en el reactor DC-402.

b) Sección de deshidrogenación catalítica de SBA.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

El reactor DC-402 que opera a 2.5 atm, se encuentra empacado dentro de los tubos por medio de esferas de Cu-Zn de 1/8 de in de diámetro, utilizadas como catalizador, en las cuales, se llevará a cabo una reacción química de deshidrogenación catalítica del alcohol secbutílico (SBA), en fase gaseosa a una temperatura de 250 ° C, la reacción es endotérmica por lo que el calor de reacción es proporcionada por medio del aceite de calentamiento Dowtherm "A" que entra por coraza del reactor a una temperatura de 260° C y sale a 230 ° C.

La corriente que sale del reactor DC-402 a 250 ° C, que contiene MEK, SBA e H₂ en fase gaseosa entra a el condensador de MEK y SBA EA-410, en el cual obtenemos una mezcla líquida (MEK, SBA) a 60 °C, que junto con H₂ gaseoso son enviadas al tanque separador de H₂ FA-406, en donde el H₂ eliminado por la parte superior del tanque, ésta corriente será regulada por un controlador de presión y tal vez irá a uno de los siguientes destinos:

a) A enriquecer el combustible (gas natural) utilizado para calentar el aceite de calentamiento en el horno ubicado fuera de limite de batería y/o también para enriquecer el combustible de la caldera para producir el vapor requerido en nuestro proceso.

b) También para su comercialización a otras plantas vecinas que requieran este insumo para utilizarlo en sus necesidades.

La fase líquida que sale del tanque FA-406 que contiene MEK y SBA en menor proporción, es succionada por la bomba GA-407 de carga de MEK a la torre DA-402, ésta corriente es pasada por un vaporizador de MEK EA-411, para alcanzar una temperatura de 80 ° C y presión atmosférica, condiciones a las cuales se encuentra el SBA en fase líquida y la MEK en vapor, alimentándose así al plato # 8 de la torre de destilación de MEK DA-402 .

La torre DA-402 se separan los componentes aprovechando la diferencia de sus puntos de ebullición normal, la MEK que entra en fase gaseosa se va enriqueciendo conforme va ascendiendo por medio del reflujo de la torre, hasta llegar a domos, donde sale una corriente que contiene nuestro producto a una temperatura de 80 °C, pasando posteriormente por el condensador de MEK EA-412, obteniéndose el destilado de MEK a una temperatura de 70 ° C, el cual es enviado al tanque acumulador de MEK FA-407.

Una parte del destilado es enviado por la bomba de reflujo a la torre DA-402, al plato #1 para enriquecer el producto de domos (MEK) y la otra parte es enfriado a 25 °C y enviado a un tanque de almacenamiento fuera de L.B con las especificaciones de calidad requeridas por el cliente.

El SBA y otras impurezas de mayor punto de ebullición que la MEK que entran a la torre de destilación DA-102 caen por gravedad al fondo de la misma, de donde salen a control de nivel refluandose a la torre una parte de la corriente pasando por el rehervidor de fondos EA-413 tipo kettle a una temperatura de 70 °C y saliendo a 85 °C recuperándose la MEK y enriqueciéndose el SBA en los fondos.

La corriente que no se recircula a la torre de destilación, conteniendo principalmente SBA y cetonas de alto peso molecular, es recirculado al proceso entrando al vaporizador total de SBA EA-409 para adquirir una temperatura de 200 °C y entrar al reactor multitubos de deshidrogenación catalítica del SBA y obtener MEK.

4.6.- Criterios del proceso.

La finalidad de este documento es establecer e informar de la aplicación de todos aquellos criterios que se deben de considerar en el diseño de la planta, en lo que concierne al proceso.

Los criterios del proceso³⁰ para lograr su objetivo normalmente se refieren a tres aspectos fundamentales.

- a).- Criterios básicos de diseño del proceso.
- b).- Criterios de diseño de equipo.
- c).- Criterios generales.

La conjunción de éstos aspectos permite establecer los lineamientos generales y específicos en el que el diseñador se fundamenta para el desarrollo de la ingeniería básica y aún de detalle.

4.6.1.- Criterios básicos de diseño del proceso.

Los criterios del proceso deben mencionar los lineamientos básicos, derivados de los requerimientos específicos que se indican en las base de diseño de la planta.

- 1).- El proceso para obtener Metil Etil Cetona (MEK) por medio de la tecnología Deustche-Texaco, es un proceso continuo que consiste en la hidratación directa de butilenos para obtener el alcohol secbutilico (SBA) como producto intermedio y posteriormente se lleva a cabo una deshidrogenación catalítica del SBA para obtener MEK con las especificaciones de calidad requeridas por el cliente.

2).- El proceso de obtención de MEK, aprovecha al máximo el intercambio térmico de las corrientes, calentando las corrientes frías con las calientes, debido a que la reacción de hidratación directa de n-butenos es exotérmica generando calor que es aprovechado en el proceso por algunas corrientes.

3).- El proceso de obtención de MEK, utiliza el mínimo número de operaciones unitarias y no se requiere de operaciones unitarias complejas y/o especiales en comparación con el proceso convencional para obtener MEK, el cual utiliza ácido sulfúrico como catalizador, dando como consecuencia que la planta este integrada por cuatro secciones y en algunas con operaciones unitarias especiales de separación y tratamiento del alcohol secbutílico (SBA), así como de los efluentes generados por el proceso.

4).- El proceso de obtención de MEK por medio de la hidratación directa de n-butenos se fundamenta a nivel industrial por la utilización de un nuevo catalizador sólido (Copolímero de Divinilbenceno-Estireno) que posee propiedades importantes como: forma esférica de la partícula, superficie específica, volumen y diámetro del poro, medida de la vena, etc que permiten una adecuada reacción de hidratación de los n-butenos, sustituyendo con esto al método tradicional, dando como ventajas del proceso producciones elevadas de MEK con la calidad requerida, menor consumo energético, menos contaminación ambiental y lo más importante un proceso más económico.

5).- El consumo de servicios auxiliares (vapor, combustibles, agua de enfriamiento, energía eléctrica, etc.) es baja, por el aprovechamiento térmico del calor generado en el proceso y por la naturaleza misma del proceso que requiere un consumo menor comparado con el proceso tradicional, el cual es de energía intensa debido a que el ácido sulfúrico se diluye en un 35 % de su concentración y se debe de reconcentrar antes de volver a ser usado, además el SBA necesita tener un secado completo, por lo que la utilización de vapor y agua de enfriamiento es considerablemente mayor.

4.6.2.- Criterios de diseño de equipo.

La información contenida en los criterios de diseño de equipo^{30,38} complementa a la correspondiente a bases de diseño, diagrama de flujo de proceso, balance de materia y energía e información complementaria permitiendo preparar las hojas de datos y especificaciones de los equipos de proceso.

Los criterios de diseño son parte de información muy importante a partir de la cual se desarrolla la ingeniería básica y de detalle en una planta, por lo tanto resulta de especial importancia el llevar a cabo una cuidadosa revisión de su contenido, con el fin de tener la seguridad de que todos los requerimientos del cliente han sido tomados en cuenta y que se están utilizando las filosofías de diseño adecuadas.

Los criterios de diseño llamadas también reglas de dedo, utilizadas en la ingeniería química (de proceso), con el fin de prediseñar equipos con fines de estimado de inversión y evaluación de proyectos o para tener parámetros y valores cercanos al requerido para proceder a un diseño riguroso.

Los criterios de diseño de equipo tienen la finalidad de establecer los lineamientos fundamentales que servirán de base al diseñador, para la especificación, diseño, compra y operación de los mismos.

A continuación se mencionan algunos criterios de diseño de los equipos más importantes que intervienen en el proceso de obtención de MEK:

Destilación.

La destilación es el método de separación de líquidos que representan los menores costos comparado con la extracción, absorción, cristalización u otros por lo que se eligió para separar y purificar nuestro producto intermedio de reacción (SBA) y posteriormente la MEK.

Los platos seleccionados como internos en las torres de destilación DA-401 y DA-402 del proceso para obtener MEK son los de tipo Válvula, por la disminución apreciable del diámetro de la columna al emplear éstos platos; tienen gran flexibilidad de operación de la torre y la facilidad de mantenimiento de la misma, ya que al momento de suspenderse el flujo ascendente de vapor, a través de las válvulas, cada plato se drena automáticamente gracias a las pequeñas muescas, que tienen en su orilla, cada una de las válvulas.

La relación de reflujo óptimo en la torre de destilación se fijó como 1.15 veces la relación mínima de reflujo.

Para el diseño de platos de torres, se debe de conocer el número de etapas reales, para lo cual se estima una eficiencia entre el 60-90 % para hidrocarburos ligeros y soluciones acuosas.

Para estimar la altura de la torre con fines de costo se utilizó 2 pies entre plato y plato, 4 pies en el domo y 6 pies en el fondo.

Debido a que la torre de destilación tiene un diámetro de 2 pies, no es posible utilizar registros hombre, en su lugar se usarán registros de mano cada 10 platos aproximadamente.

Los platos deben de separarse en una distancia tal que permita la separación del líquido y el vapor tanto en la bajante como en el área activa.

=====

El espaciamiento tiene un efecto importante en la inundación, hay una relación inversa entre el espaciamiento y el diámetro, de tal forma que si se requiere modificar la inundación dejando fijo el espaciamiento, tendrá que modificarse el diámetro. Esto sugiere un balance económico, sin embargo el espaciamiento entre platos varia de 12 " en torres pequeñas a 48 " en grandes columnas y el espaciamiento más común es el de 24 ",el cual utilizaremos en las torres de destilación de nuestro proceso.

El factor de seguridad del 10 % sobre el número de platos calculados es razonable para nuestro fin.

La caída de presión razonable por plato es de 3" de agua. ó de 0.1 Psi.

Los platos de válvula tienen agujeros de 1.5 a 2 " de diámetro con un promedio de 12 a 14 válvula por pie cuadrado de sección activa.

Usar bajantes inclinadas para tener una mayor área activa, además de que proporciona el volumen suficiente para separar el líquido y el vapor sin desperdiciar área.

Las bajantes inclinadas se construirán del mismo material y espesor usados para los platos.

Se fijo el claro a una altura de 1/2 " o más debajo de la altura del vertedero con el fin de asegurar el sello hidráulico.

Los diámetros de las torres se especifican en incrementos de 6".

Usar un tiempo de residencia de 3-5 min. en los fondos de las torres de platos.

La presión y la temperatura de operación de las torres en el proceso de obtención de MEK son moderadas, 9 atm. en la primera y 2 atm. en la segunda; es mejor operar así que a condiciones de vacío y a condiciones criogénicas.

Transferencia de calor.

Los equipos de transferencia de calor están definidos por su función en que toman parte en el proceso. Los cambiadores recuperan calor entre dos corrientes de proceso. Vapor y agua de enfriamiento son servicios y no son considerados en el sentido de corrientes recuperables en el proceso.

El cambiador de tubos y coraza fue seleccionado para su diseño en el proceso de obtención de MEK, por las siguientes razones:

El haz de tubos que lo constituye provee el espaciamiento mínimo entre el tubo más externo y la coraza, proporciona una gran área superficial por volumen unitario de espacio ocupado en comparación con los cambiadores de doble tubo. Ayudan al ahorro de espacio, ya que conforme los requerimientos de superficie de intercambio de calor se vuelven grandes la opción adecuada es utilizar este tipo de cambiadores, pues los diseños de doble tubo demandan excesivo espacio.

=====

El área máxima en equipos de tubos y coraza para un diseño preliminar es de 5,000 ft², usándose un tren de cambiadores si se sobrepasa dicho valor. Para un diseño usar coeficientes globales de transferencia de calor recomendados como típicos.

Para los cálculos aproximados involucrar un factor de prediseño de 25 %.

Para el lado de los tubos se determino que iría el fluido más corrosivo, de alta presión, sucio, incrustante ó caliente.

En el lado de la coraza preferentemente irá el fluido más viscoso ó para condensados.

En un equipo a contracorriente tomar un acercamiento de 30 °F entre la entrada de la corriente caliente y la salida de la fría, si el cambiador es multipasos el valor óptimo de acercamiento depende de las capacidades térmicas de las corrientes y del número de pasos del equipo.

Si tenemos un factor de corrección de la LMTD menor de 0.8 ,entonces rediseñar el equipo para un factor mayor.

Hacer una optimización del uso de energía mediante tecnologías de ahorro de la misma,es mejor que aplicar el criterio anterior.

Los tubos más comunes en el diseño son los de 3/4 " de D.O., el arreglo más usado es el triangular de 1",la longitud más común es de 16 ft.

El arreglo triangular de los tubos nos da valores de diámetro de coraza más pequeños para una área requerida .

Fijar una caída de presión de 5 Psi por el lado de los tubos y coraza para la primera estimación.

Los condensadores se utilizan para transformar un vapor al estado líquido, esto se logra a una temperatura lo suficientemente alta para que el calor del vapor pueda ser removido por el agua de enfriamiento.

Se tienen dos tipos de condensadores: horizontales y verticales, algunas diferencias entre estos dos tipos son :

a).- Cuando el reflujo es retornado a la columna, un condensador horizontal da suficiente cabeza hidrostática para este efecto; en cambio el vertical tendría que elevarse considerablemente.

b).- El mantenimiento y el soporte estructural para el condensador vertical es más costoso y de considerable dificultad.

c).- Si no solo se desea condensar el vapor sino también enfriar el condensado, es de mayor utilidad el condensador vertical.

=====
Analizando éstas características y sabiendo que lo que se requiere es el ahorro de espacio, fácil manejo y solo se requiere la condensación del vapor de agua para recircularlo a la torre y la zona de reacción, se optó por la selección del condensador de tipo horizontal en el que dependiendo del vapor que se quiera condensar, este se alimentará dentro o afuera de los tubos del condensador.

El agua de enfriamiento la tenemos disponible a 90 °F en un día caluroso y regresa a la torre de enfriamiento a 115 °F como máximo.

El mínimo acercamiento en nuestros condensadores es de 20 °F; para enfriamientos normales. En los condensadores de las torres de destilación de nuestro proceso, la condensación debe de ser total.

Los criterios de selección del tipo de rehervidor a utilizar en el proceso de obtención de MEK son :

En el rehervidor tipo kettle ocurre una vaporización del lado de la coraza, este diseño provee adecuado espacio en el domo para la separación del vapor y el líquido sobre el haz de tubos. Existen algunas evidencias de que la generación del vapor produce un alto grado de circulación en el haz de tubos y el resultado es que a menores flujos de calor, el rehervidor tipo kettle actualmente da mayores coeficientes de transferencia de calor.

Para el diseño preliminar del rehervidor tipo kettle, usar un flux de 12,000 Btu/hr.ft² para fluidos orgánicos.

Para prevenir una película que disminuya su eficiencia del equipo, el gradiente de temperatura es de 45 °F y el coeficiente de transferencia de calor global de 250 Btu/hr.ft².

Recipientes²⁶

Los separadores líquido-líquido serán horizontales.

La relación óptima de longitud a diámetro es de 3, pero se aceptan valores entre 2.5 a 5.

Los separadores se diseñaran con una velocidad de asentamiento de entre 3 y 3 pulg./min.

Los recipientes se diseñaran entre temperaturas de -20 a 650°F y 50 °F (acero al carbón) arriba de la temperatura de operación.

También serán diseñados con una presión mayor en 10 % ó mas 30 Psi (lo que resulte mayor) que la presión de operación.

El tiempo de residencia para un tanque destilado que actúa únicamente como acumulador de reflujo es de 5 minutos.

Utilizaremos la cedula 40 en tubería para nuestros servicios, aunque se encuentran otras en el mercado.

La velocidad recomendada de descarga de bomba es $(5+d/3)$ ft/seg. (1 a 2 Psi $\Delta/100$), la línea de succión deberá tener un diámetro normal mayor que la descarga.

Reactores.

Los reactores son los equipos que mandan en el proceso, son los que definen los equipos adicionales de purificación, separación o preparación del producto, así como los equipos acondicionamiento de materia primas.

En el proceso de obtención de MEK, La producción del SBA como producto intermedio por hidratación directa de n-butenos presenta la gran desventaja en el nivel de conversión (40%) en un sistema de dos reactores en paralelo, por lo que en este trabajo se propuso un reactor, el cual consta en cuatro camas catalíticas base de una resina de divinilbenceno-estireno como catalizador sobre el cual se lleva a cabo la reacción en fase líquida de hidratación directa de n-butenos obteniéndose SBA el cual va aumentando su conversión conforme este va ascendiendo en cada una de las camas catalíticas hasta llegar a un 60% aproximadamente.

En el reactor multi tubos DC-402 de deshidrogenación catalítica en fase gaseosa de SBA, se encuentra empacado dentro de los tubos, por medio de esferas extrudadas como catalizador de 1/8 in de diámetro, la reacción es endotérmica por lo que el calor de reacción es proporcionado por el aceite de calentamiento Dowtherm "A" que entra por la coraza al reactor.

La máxima presión de operación es de 2.5 Kg/cm^2 , sin embargo para evitar riesgo en caso de bloqueo de tubos, por seguridad se considera una presión de diseño 10 Kg/cm^2 man.

Debido a la temperatura de operación (240-260°C), la presencia de hidrógeno por los tubos y la presencia de óxidos de azufre, habrá que evitar el ataque de hidrógeno por descarburización ínter granular. Un material que presenta la resistencia requerida es el acero inoxidable de bajo azufre.

Las partículas del catalizador de bronce (Cu-Zn), extrúdalas de 3.2 mm de diámetro serán requeridas en los tubos, usando mayas de acero inoxidable pegadas a los extremos de los tubos, la malla tendrá 2.6mm para el diámetro del espacio libre.

4.7.- Filosofías de operación.

La elaboración, por parte del ingeniero de proceso, de un documento en que se presenten las Filosofías Básicas de Operación de la planta, como parte de la ingeniería básica de operación de un proyecto, para su posterior incorporación al manual de operación, tiene su importancia en el hecho de que es el ingeniero de proceso, quien ha originado el esquema de proceso y seleccionado sus condiciones de operación, es el quien ha diseñado y especificado el equipo de proceso y conoce mejor que nadie sus características y limitaciones; quien ha analizado la respuesta del proceso a condiciones especiales; quien conoce los detalles mínimos y factores controlantes de la operación del proceso.

Las filosofías Básicas de operación de la planta deberán de cubrir los siguientes puntos:

- a).- Variables de operación y Control del proceso.
- b).- Operaciones anormales.
- c).- Procedimientos de operación especial.
- d).- Requerimientos de control analítico del proceso.

a).- Variables de operación y control del proceso.

Con el objeto de facilitar el análisis de las variables de operación y control de la planta, será conveniente dividir ésta en secciones para su descripción (v.gr. Sección de Hidratación Directa de n-butenos y la sección de Deshidrogenación Catalítica de SBA).

En algunos casos será necesario, inclusive, subdividir cada sección en equipos o grupos de equipos en los cuales sea necesario analizar las variables de operación y control específicas para dichos equipos (v.gr. reactor, cambiadores, etc.). La división de la planta en secciones estará basada en la secuencia que se indica en los diagramas de flujo de proceso. Una vez dividida la planta en secciones, debe de cubrir los siguientes puntos para cada una de las secciones:

Descripción de efecto de las variables (temperatura, flujo, presión, etc.) Dicho efecto puede ser expresado por lo menos en forma cualitativa, sin embargo en algunos casos es conveniente expresar el orden de magnitud del efecto de las variaciones que pudieran presentarse.

El control de la presión (60-80atm) y la temperatura(140-170°C) de operación en el reactor de hidratación directa de n-butenos, es muy importante porque facilita a estas condiciones la reacción exotérmica, entre la mezcla de n-butenos y el agua de proceso en los sitios activos del catalizador (resina de divinilbenceno-estireno), obteniéndose la máxima conversión del SBA (60%). Además de no tener un control adecuado de estas variables, el catalizador pierde su estabilidad produciéndose la pérdida hidrolítica de grupos sulfónicos, provocando efectos corrosivos en los equipos y líneas de proceso.

La composición de la corriente de alimentación al reactor DC-401 proveniente de una planta de etileno, es principalmente una mezcla de n-butenos con una concentración del 92% en mol de n-butenos (1-buteno, cis y trans-2-buteno), la cual se alimenta con butanos reciclados y se

le agrega agua para compensar un 1.8% del peso de la alimentación de hidrocarburos al reactor.

La cantidad de agua de proceso en el reactor DC-401, debe de estar en exceso para asegurar la máxima hidratación de los n-butenos a través de la cama catalítica de la resina de divinilbenceno-estireno.

b). Descripción de la forma con la cual se mantendrán las variables antes mencionadas, dentro de los rangos de operación seleccionados, mediante los controles básicos del proceso, de acuerdo al diagrama de flujo de proceso.

La temperatura de entrada de n-butenos, agua de proceso, al reactor DC-401 es controlada ajustando el flujo del medio de calentamiento al precalentador de carga al reactor. Un by-pass con válvula de control, está colocado en este intercambiador sobre la línea del efluente para este propósito.

La presión en el reactor DC-401 se controla con un control de presión que opera una válvula que permite la salida de una mezcla de butenos-SBA a un tanque separador de alta presión, permitiendo la recirculación de la fase orgánica a la siguiente cama catalítica del mismo reactor para aumentar la conversión del SBA.

La presión de operación de los tanques separadores de alta presión, fue fijada por ser recipientes de balance, que guardan al máximo condiciones similares de presión y temperatura del reactor DC-401, para evitar él tener que gastar más energía para preparar la carga para la siguiente operación. Estas operaciones se mantienen estables mediante los controles de presión que accionan las válvulas de salida de líquidos.

La presión de operación de la torre de destilación de SBA es mayor que la presión de vapor de los condensados a la temperatura de alimentación, dicha presión se encuentra regulada por el control de presión del tanque acumulador.

La obtención del MEK se logra por medio de la reacción endotérmica de deshidrogenación catalítica de SBA en fase vapor, en el reactor DC-402 a una temperatura entre (240-260) °C, el calor de reacción es proporcionado por medio de un aceite de calentamiento(Dowtherm"A"). La temperatura de descarga del horno se mantiene mediante un control de flujo sobre la línea de alimentación del combustible.

2.- Operaciones anormales

Dependiendo de las características de flexibilidad de operación que se especifique para la planta se pueden presentar condiciones anormales de operación, que es necesario describir.

La planta de obtención de MEK no seguirá operando cuando se presente falla en el suministro de materia prima (n-butenos), electricidad, vapor, agua de enfriamiento, o aire de instrumentos. La unidad tendrá facilidades tendientes a un paro ordenado para el

=====

caso que ocurriese alguna de éstas fallas, empezando por los equipos críticos primero los reactores, después las torres de destilación, etc.

3.- Procedimiento de operación anormal.

Descripción de la operación de aquellos sistemas, secciones o equipos que sea necesario llevar a cabo en forma intermitente o cíclica y por lo general, no se presenta en los diagramas de flujo de proceso. Sería el caso de la regeneración del catalizador utilizado en el proceso de obtención de MEK.

El efluente de las camas catalíticas del reactor de hidratación directa de n-butenos son enviados a tanques separadores de alta presión, en los cuales la fase orgánica ligera es recirculada al reactor y la fase pesada acuosa que contiene grupos sulfónicos corrosivos para el sistema, son enviados a un intercambiador iónico fuera de límites de batería, donde se regenera para su posterior utilización.

El catalizador utilizado para la reacción de hidratación directa de n-butenos (resina de divinilenceno-estireno) es reactivada cada cinco meses, para proporcionar el mejor rendimiento en la conversión de alcohol secbutílico. De la misma forma el catalizador utilizado en el reactor de deshidrogenación catalítica de SBA (esferas de Cu-Zn) es reactivado por oxidación después de 3-6 meses de uso; además dicho catalizador tiene una vida útil de varios años.

Evitar que en el reactor DC-401 las condiciones de presión y temperatura de operación se salgan del rango establecido, porque causa la pérdida hidrolítica de grupos sulfónicos del catalizador, disminuyendo como consecuencia la selectividad del catalizador hacia SBA, además de provocar problemas de corrosión en los equipos.

4.- Requerimientos del control analítico del proceso.

Algunas corrientes de proceso deben de ser analizadas para mantener un buen control la planta, indicando su composición y condiciones de presión y temperatura de las corrientes en los puntos de muestreo respectivo.

Se deberá también recomendar el método analítico más adecuado para un determinado propósito.

En nuestro caso, la mezcla de alimentación de butilenos debe de poseer una concentración del 92% en mol de butenos y el resto de otros hidrocarburos, esta composición debe ser analizada por la técnica de cromatografía de líquidos, de acuerdo al método de PEMEX, IMP, o por métodos de ASTM.

La importancia en el control analítico de la corriente de alimentación se debe a que la rapidez de reacción de hidratación directa de n-butenos, es proporcional a la concentración en el reactor y ésta depende del grado de conversión deseado y del contenido de butenos en la alimentación.

4.8.- HOJA DE DATOS DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESO.

Las hojas de datos de los equipos más importantes del proceso de obtención de MEK, son mostradas más adelante de acuerdo a la siguiente lista.

EQUIPO	CLAVE
Torre Destilación de SBA	DA-401
Reactor de Hidratación Directa de n-butenos	DC-401
Reactor Multitubos de Deshidrogenación catalítica de SBA	DC-402
Rehervidor de SBA	EA-407
Tanque Separador de la fase orgánica y acuosa	FA-401
Tanque Separador de H ₂	FA-406
Bomba de Recirculación de la fase orgánica	GA-401/R
Bomba de reflujo a la torre DA-401	GA-406/R

REACTOR DE DESHIDROGENACIÓN CATALÍTICA DE SBA.

(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

Cliente : Facultad de Química (UNAM):	Proyecto No FQ-001.
Planta : Metil Etil Cetona (MEK).	Hoja 1 de 2
Localización : Puebla, Puebla.	Req. O C N
Clave de la Unidad: DC - 402.	Número de Unidades: Tres.

Servicio de la unidad: Reactor de deshidrogenación catalítica de alcohol sec-butílico (SBA).

Tamaño (in) : 29"121	Tipo : AES	Posición : Vertical
Superficie por Unidad en ft ² :	Envolvente por Unidad : Una.	
Superficie por Envolvente en ft ² :	Arreglo por envolvente : 1S-1P.	

CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA UNIDAD.

	Unidades	Lado de la Envolverte		Lado de Tubos	
		Ac. de calentamiento		Alcohol Sec-butílico (SBA)	
Fluido circulado		2085		1462	
Flujo total	Kg/hr.				
		Entrada	Salida	Entrada	Salida
Líquido	Kg/hr.	2085	2085		
Gravedad específica.		0.097	0.097		
Conductividad térmica	Kcal/hrm°C	0.1131	0.1131		
Calor específico	Kcal/Kg°C	0.52	0.52		
Viscosidad	Cp	0.30	0.30		
Densidad	Kg/m ³				
Peso molecular	Kg /Kg Mol	165	165		
Vapor					
Calor latente	Kcal/Kg			140	140
Densidad	Kg/m ³			160	160
Conductividad térmica	Kcal/hrm°C			0.1324	0.1324
Calor específico	Kcal/Kg°C			0.45	0.45
Viscosidad.	Cp			0.1	0.1
Peso molecular	Kg /Kg Mol			74	74
Temperatura.	° C	260	230	200	250
Presión Manométrica.	Kg /cm ²				
Num. de pasos		1		1	
Velocidad	ft/seg.	2.5		140	
Presión man.(ent. / sal.)	Kg /cm ²	2 / 1.5		2.5 / 1.6	
Factor de ensuciamiento	hrm ² C/Kcal	0.004		0.001	
Calor Intercambiado	Kcal/hr.	32878		LMTD corregida :	
Coefficiente Total de trans.de calor.	Kcal/hrm ² C	Limpio :		Servicio :	

CONST. POR ENVOLVENTE.

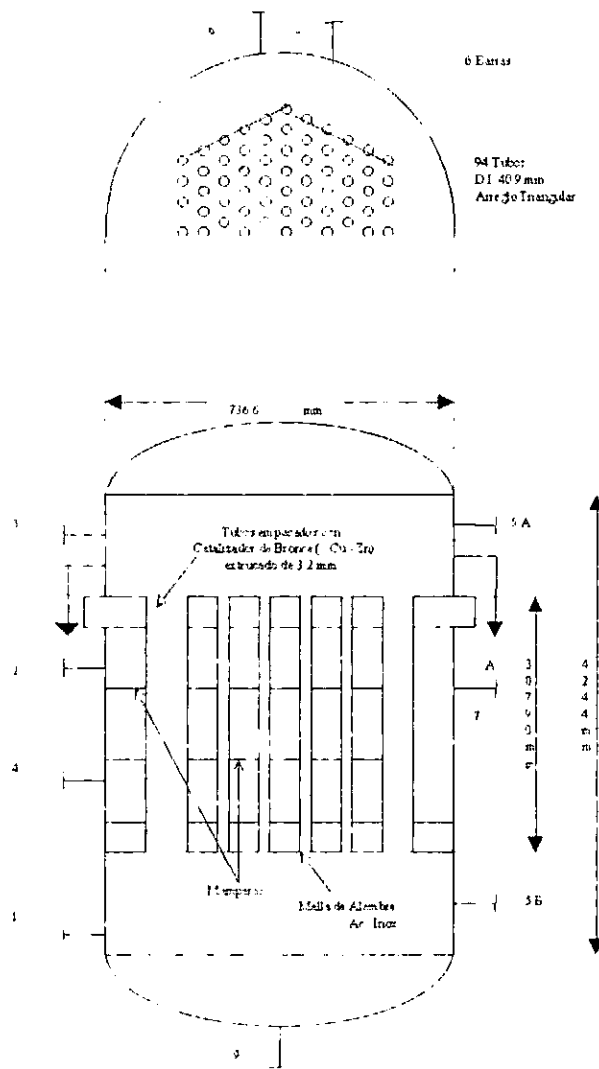
CONST. POR TUBOS

Presión de diseño.	Kg /cm ² man.	10	10
Presión de Prueba	Kg /cm ² man.	15	15
Temperatura de diseño.	° C	275	275

No tubos : 94	D. F (mm) : 40.9	Fsp (mm) : 9	Long (mm) : 3079	Arreglo : A Paso (m) : 1
Envolvente : Acero Inox.	D.I. (mm) : 36.6	Esp (mm) : 9	Tipo de tubo : Liso.	
Tapa de la envolvente : Acero Inox.		Tipo de canal : Cubierta y canal removibles.		
Canal : Acero Inox.	Tapa canal : Acero Inox.	Placa de choque : Acero Inox.		
Espejos : Acero Inox.	Tipo : Fijo	% de corte de manopara : 0 %.		
Manoparas / Soporte : Acero Inox.	Espaciamiento (mm)	Tipo : Segmentada Horizontal		
Manopara Longitud (mm) :	Fajas de sello (Num.) : 2	Tubos de sello No. D.F		
Boquillas	Envol.Ent	Interconexión (mm)	Salida	Clase
	Canal Ent	Interconexión (mm)	Salida	Clase
Corr Perm. (mm)	Lado de la Envolverte : 2	Lado de tubos : 2	Codigo ASME VIII-1, TEMA Secc. R	
Asistente	Espesor (mm)		Servicio	
Pesos (Kg)	Vacio	Haz de tubos	Lleno de agua	
Revisión	4			
Fecha	Feb 1999			
Elab. Por	RMJ			
Apr. Por	CAM			

Cliente : Facultad de Química (UNAM).	Proyecto No. FQ 001.
Planta : Metil Etil Cetona (MEK).	Hoja 2 de 2.
Localización : Puebla , Puebla.	Req. / O.C.N.
Clave : DC - 402	Edición : Preliminar.
No de Unidades : Tres.	Elab. Por.: RMJ. Ap. Por.: CAM.

Esquema del Reactor.



N°	Cant.	Diám (mm)	Boquillas.	Servicio	Notas.
1	1	203		Alimentación de SBA.	1).- El aceite de calentamiento utilizado por la envolvente del reactor es el Dowtherm A. 2).- Acotaciones en mm.
2	1	152		Alimentación de aceite de calentamiento	
3	1	203		Salida de producto (MEK e H ₂)	
4	1	152		Salida de aceite de calentamiento.	
5	1	51		Termoporo.	
6	1	102		Válvula de seguridad.	
7	1	25		Control de temperatura.	
8	1	51		Venteo.	
9	1	51		Drene	

INTERCAMBIADOR DE CALOR
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

Cliente : Facultad de Química (UNAM).	Proyecto No. : FQ-001.				
Planta : Metil Etil Cetona (MEK).	Hoja 1 de 2				
Localización : Puebla, Puebla.	Elab. Por. : RMJ	Apr. Por. : RMJ y CAM.			
Clave de la Unidad : EA-407.	Número de Unidades: Una.				
Servicio de la unidad : Rehrvidor de fondos de la torre de destilación DA-401.					
Tamaño (m) : 1.44 * 13.1 * 4	Tipo : BKU		Posición : Horizontal.		
Superficie por Unidad en ft ² : 212			Envolvente por Unidad : Una		
Superficie por Envolvente en ft ² : 212			Arreglo por envolvente : 1S-1P		
CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA UNIDAD.					
	Unidades	Lado de la Envolverte		Lado de Tubos.	
Fluido circulado		Mezcla de N-butenos-SBA.		Vapor.	
Flujo total	Lb / hr	3090		4878	
		Entrada	Salida	Entrada	Salida
Líquido	Lb / hr.	3090	2472		
Gravedad específica.		0.60	0.60		
Conductividad térmica	Btu/ hr ft °F	0.1247	0.1247		
Calor específico	Btu / lb °F	0.695	0.695		
Viscosidad	Cp	0.242	0.242		
Densidad	Lb / ft ³	38	38		
Peso molecular	Lb / lb mol				
Vapor					
Calor latente	Btu / lb			970	970
Densidad	Lb / ft ³			0.03	0.03
Conductividad térmica.	Btu/ hr ft °F			0.38	0.38
Calor específico	Btu / lb °F			0.51	0.5
Viscosidad.	Cp			0.10	0.10
Peso molecular	Lb / lb mol			18	18
Temperatura.	° F	158	185	227	220
Presión Manométrica.	Psig				
Num. de pasos		1		2	
Velocidad	ft/ seg.	8		140	
Caída de presión (Perm.) Calc.)	Psig	10 / 1		10 / 0.5	
Resistencia de ensuciamiento	hrft ² /Btu	0.00046		0.001	
Calor Intercambiado	Btu / hr	658651		LMTD corregida : 48 F	
Coefficiente total de trans de calor	Btu/hrft ² °F	Limpio :50		Servicio:45	

Cliente : Facultad de Química (UNAM):	Proyecto No. : FQ-001.
Planta : Metil Etil Cetona (MEK).	Hoja 2 de 2
Localización : Puebla, Puebla.	Elab. Por. : RMJ Apr. Por. : RMJ y CAM.
Clave de la Unidad : EA-407.	Número de Unidades: Una.

Servicio de la unidad Rehervidor de fondos de la torre de destilación DA-401.

		CONST. POR ENVOLVENTE.	CONST. POR TUBOS
Presión de diseño.	Psig	75	75
Presión de Prueba	Psig	85	85
Temperatura de diseño	°F	210	250

No. tubos : 90. D.E. (in) = 1 Esp (in) = 3/8 Long (ft) = 12 Arreglo : □ Paso (in) = 1 1/4

Envolvente : Acero D.I. (in) = 13 1/4 Esp (in) = 3/8 Tipo de tubo : Liso.

Tapa de la envolvente : Acero Tipo : Bonete -cabezal sin cubierta.

Canal : Acero Tapa canal : Acero Placa de choque : Acero

Espejos : Acero Tipo : Fijo % de corte de mampara : 0 %

Mamparas / Soporte : Acero Espaciamiento (in) : 12 Tipo : Segmentada Horizontal.

Mampara Longitud (in) : 7 Fajas de sello (Núm.) = 2 Tubos de sello No/ D.E

Boquillas Envol.Ent. Interconexión (in) = 1.25 Salida Clase :

CSCR Canal Ent. Interconexión (in) = 1.25 Salida Clase :

CSCR

Corr. Perm: (in) Lado de la Envolvente = 1/8 Lado de tubos = 1/8 Código :ASME VIII-1,TEMA Secc.R.

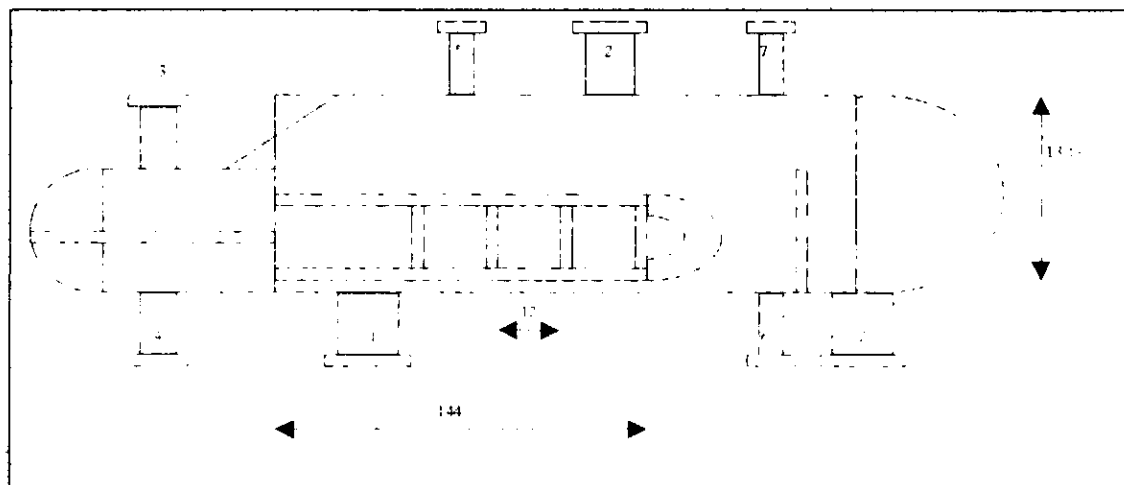
Aislante : Espesor (in) : Servicio :

Pesos (lb) Vacío : Haz de tubos : Lleno de agua :

Boquillas Notas

N°	Cant.	Diam.(in)	Servicio.	Notas
1	1	2	Alimentación.	1) En caso de inestabilidad de las operaciones del equipo incrementar el gasto de vapor en un 10 %.
2	2	2	Salida	
3	1	2	Conexión a servicio	2) Acotaciones en pulgadas.
4	1	2	Salida de servicio	
5	1	1	Controlador de temperatura.	
6	1	1	Drene	
7	1	1	Controlador de presión.	

Esquema del equipo

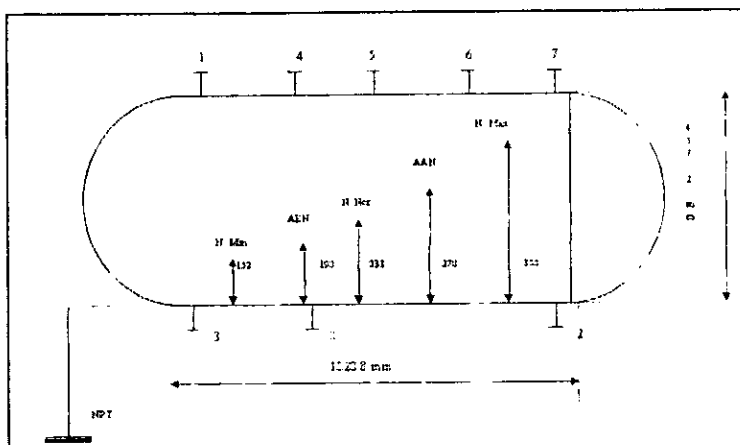


RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DEL PROCESO)

Cliente : Facultad de Química (UNAM).	Proyecto No.: FQ-001
Planta : Metil Etil Cetona (MEK).	Hoja 1 de 1
Localización : Puebla , Puebla.	REQ/O.C.N.
Clave de la Unidad : FA-401.	Nº Unidades : Una.

Servicio : Tanque separador de la fase orgánica y acuosa.	Posición : Horizontal.	
Tipo de fluido : Mezcla de N-butenos - SBA.	Flujo : 3360 Kg/hr.	Densidad : 0.247 g/cm ³
Temperatura de Operación 180° C.	Máxima 185° C	Diseño 200° C.
Presión : Operación 60 atm.	Máxima 80 atm.	Diseño 88 atm.
Dimensiones: Longitud T-T 1829 mm	Diámetro 457 mm	Cap. Total Litros.
Nivel :Normal 233 mm	Máximo 338 mm	Mínimo 152 mm.
Alarma alto nivel 270 mm	Alarma bajo nivel 190 mm	Nivel de paro
Materiales : Cascarón , Acero al carbón	Cabezas, Acero al carbón.	
Malla Coalescedora :Espesor mm, No Aplica.	Material	
Malla separadora: Espesor mm ; No Aplica	Material	
Corrosión Perm :Cascarón 3 mm	Cabezas : 3 mm.	
Aislamiento : Si	Recubrimiento : Sí (4)	

Esquema del equipo



Boquillas				NOTAS
Nº.	Cant	Diam. (mm)	Servicio	
1	1	76	Alim. n-butenos - SBA.	1). Acotaciones en mm.
2	1	76	Salida de mezcla de n-butenos-SBA.	2)-Por sistema.
3	1	51	Salida de fase acuosa.	3). Por NPSH bomba.
4	1	(2)	Válv. seguridad.	4) Recubrimiento interno : Ac. Inoxidable de 1/8 in de espesor.
5	1	152	Entrada mano..	5) Debera de aplicarse relevado de esfuerzo y radiografiado
6	1	51	Venteo.	
7	1	25	Inst. de nivel.	
8	1	51	Drene	

Revisión	1
Fecha	Feb.1999
Elab. Por	RMJ
Apr por.	CAM

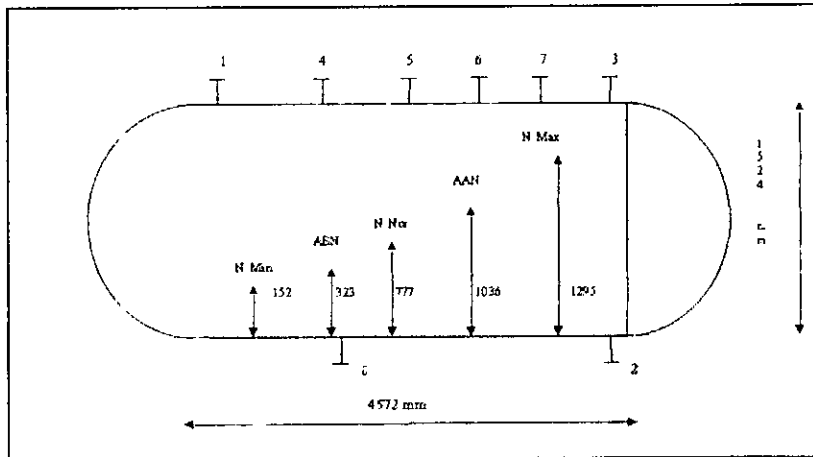
RECIPIENTES.

(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

Cliente : Facultad de Química (UNAM).	Proyecto No.: FQ-001
Planta : Metil Etil Cetona (MEK).	Hoja 1 de 1
Localización : Puebla, Puebla.	REQ/O.C.N.
Clave de la Unidad: FA-406.	Nº Unidades: Una.

Servicio : Tanque separador de hidrogeno.	Posición : Horizontal.	
Tipo de fluido : Mezcla liq-vapor (SBA-H ₂);	Flujo : 1748 Kg / hr.	Densidad : 8E-4 g/cm ³
Temperatura de Operación 60 ° C ;	Máxima 80 ° C ;	Diseño 95 ° C.
Presión : Operación 2atm;	Máxima 2.5 atm ;	Diseño 5 atm.
Dimensiones: Longitud T-T 4572 mm ;	Diámetro 1524 mm ;	Cap.Total Litros.
Nivel :Normal 777 mm ;	Máximo 1295 mm ;	Mínimo 152 mm.
Alarma alto nivel 1036 mm ;	Alarma bajo nivel 323 mm ;	Nivel de paro
Materiales : Cascarón Acero al carbón ;	Cabezas : Acero al carbón.	
Malla Coalescedora : Espesor (mm) , No Aplica;	Material	
Malla separadora : Espesor (mm) , No Aplica;	Material	
Aislamiento : No	Recubrimiento : SI (3)	
Corrosión Perm.: Cascarón 3 mm ;	Cabezas 3 mm.	

Esquema del Equipo



Boquillas				NOTAS
Nº	Cant	Diam. (mm)	Servicio	
1	1	127	Alim. de mezcla gaseosa SBA-H ₂ .	1).Acotaciones en mm. 2).Por sistema 3). Recubrimiento interno : Acero Inox. de 1/8 in de espesor.
2	1	102	Salida de SBA.	
3	1	102	Salida de H ₂ .	
4	1	(2)	Valv. Seguridad.	
5	1	152	Entrada Mano.	
6	1	51	Venteo.	
7	1	25 4	Inst de nivel.	
8	1	51	Drene.	
Revision				1
Fecha				Feb.1999
Elab. Por				RMJ
Apr.Por.				CAM.

BOMBAS CENTRIFUGAS.

(HOJA DE DATOS DE PROCESO).

Cliente : Facultad de Química (UNAM).		CONDICIONES DE OPERACIÓN.	Líquido : Mezcla n-butenos - SBA.
Contrato Req. : FQ-001.			Temperatura de bombeo; °C 180
Planta : Metil Etil Cetona (MEK).			Densidad relativa : 0.65
Localización : Puebla , Puebla.			Presión de vapor (Psia) : 22
Servicio : Recirculación al reactor DC-401.			Viscosidad (cp) : 0.690
Clave del equipo : GA-401/R			Corr./Eros
Partida	Cantidad requerida 2		Capacidad ;GPM, Nom. : 30
Uso regular	1 Accionador M Eléctrico.		Presión de Desc (Psig) : 1194
Repuesto	1 Accionador M Eléctrico.		Presión de Succ (Psig.) : 871
Elaboro	RMJ Reviso CAM.		Presión Dif (Psi) : 323
Fecha : Feb.1999.	Rev. 1		Carga Dif (Pies.) : 500
Hoja 1 de 1.			CNPSD (NPSH,Disp.); pies : 25
		Potencia Hidraulica (HP) : 8	
FABRICANTE : PENDIENTE.		BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO	Tamaño y tipo		
	Curva propuesta		
	CNPSR(pies de agua)(NPSH Req.) / Nsss		
	Nº de pasos / RPM		
	Eficiencia/potencia al freno (punto nominal)		
	Máx. Pot. al freno del imp. propuesto (BHP)		
	Máx. Carga del imp.propuesto (pies)		
	Empuje axial (Kg) a cap. min./a cap. Nominal		
	Sumergencia mínima (pies)		
	Caudal mín. Continuo estable (GPM)		
CONSTRUCCIÓN.	CARCAZA	Montaje	
		Corte	
	IMPULSOR	Montaje	
		Tipo/φ propuesto/φ máx (in)	
	Cojinetes (Tipo y N°) : Radial / Empuje axial		
	Tipo de lubricación		
	Sello mécano:cód. API / fabricante,modelo.		
	Plan API-610: lubricación / enfriamiento		
	Cople flexible con espaciador / guarda cople		
	Materiales clase API - 610.		
	BOQUI-	Sec.φ /clase ANSI/ cara/ posición.	
	LLAS	Desc.φ /clase ANSI/cara/posición	
	Máx pres. Perm. ° F/ Prueba hidrost.(Psig)		
	MOTOR ELÉCT.	De inducción : Fabricante /Protección carcaza	
Pot. HP/RPM/Amazón /Aislamiento clase			
TURBINA DE VAPOR	Volts /Fases / Hertz		
	Tipo de cojinetes / lubricación		
	Fabricante / modelo / gobernador		
	Potencia de selección (HP) / máx (HP) / RPM		
	Cons. Vapor (lb/HP-hr) a pot. de selección		
Materiales carcaza partes internas			
Pruebas func. e hidrostática / CNPS (NPSH)			
Peso Bomba + base + motor + turbina.			
Notas a) La información faltante deberá de ser suministrada por el fabricante			
b) Para servicios auxiliares de electricidad y o vapor ver req. Especificos			

BOMBAS CENTRIFUGAS.

(HOJA DE DATOS DE PROCESO).

Cliente : Facultad de Quimica (UNAM). Contrato Req. : FQ-001. Planta : Metil Etil Cetona (MEK) Localización : Puebla, Puebla. Servicio : Reflujo de n-butenos. Clave del equipo: GA- 406/R Partida Cantidad requerida 2 Uso regular 1 Accionador M. Eléctrico. Repuesto 1 Accionador M Eléctrico. Elaboro RMJ Reviso CAM. Fecha : Feb.1999. Rev. 1 Hoja 1 de 1.		CONDICIONES DE OPERACIÓN	Líquido : Mezcla de n-butenos.
			Temperatura de bombeo (°C): 60
			Densidad relativa: 0.72
			Presión de vapor (Psia): 23
			Viscosidad (cp): 0.690
			Corr./Eros
			Capacidad (GPM) Nom. : 30
			Presión de Desc. (Psig): 1205
			Presión de Succ.(Psig) : 132
			Presión Dif.(Psi) : 1073
		Carga Dif.(Pies.) : 1606	
		CNPSD (NPSH,Disp.); pies : 28	
		Potencia Hidraulica (HP) : 9	
FABRICANTE :PENDIENTE..		BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO	Tamaño y tipo		
	Curva propuesta		
	CNPSR(pies de agua)(NPSH Req.) / Nsss		
	Nº de pasos / RPM		
	Eficiencia/potencia al freno (punto nominal)		
	Máx. Pot. al freno del imp. propuesto (BHP)		
	Máx. Carga del imp.propuesto (pies)		
	Empuje axial (Kg) a cap. min./a cap. Nominal		
	Sumergencia mínima (pies)		
	Caudal mín. Continuo estable (GPM)		
CONSTRUCCIÓN	CARCAZA	Montaje	
		Corte	
	IMPULSOR	Montaje	
		Tipo/φ propuesto/φ máx (in)	
	Cojinetes (Tipo y N°) : Radial / Empuje axial		
	Tipo de lubricación		
	Sello mecánico:cód. API / fabricante,modelo.		
	Plan API-610: lubricación / enfriamiento		
	Cople flexible con espaciador / guarda cople		
	Materiales clase API - 610.		
BOQUI-	Sec.φ /clase ANSI/ cara/ posición.		
LLAS	Desc.φ /clase ANSI/cara/posición		
Máx pres. Perm. ° F/ Prueba hidrost.(Psig)			
MOTOR ELÉCTICO TURB. VAPOR	De inducción : Fabricante /Protección carcaza		
	Pot. HP/RPM/Armazón /Aislamiento clase		
	Volts /Fases / Hertz		
	Tipo de cojinetes / lubricación		
	Fabricante / modelo / gobernador		
	Potencia de selección (HP) / máx (HP) / RPM		
	Cons. Vapor (lb/HP-hr) a pot. de selección		
	Materiales carcaza / partes internas		
	Pruebas func. e hidrostática : CNPS (NPSH).		
	Peso Bomba + base +motor + turbina		
Notas : a) La información faltante deberá de ser suministrada por el fabricante b) Para servicios auxiliares de electricidad y/o vapor ,ver req. Especificos.			

CAPITULO 5.

ESTUDIO ECONÓMICO.

5.1. Bases económicas

Es muy importante considerar en un estudio de factibilidad y diseño de plantas industriales todos los diferentes costos³⁹ involucrados antes y durante el proceso de fabricación del producto deseado (MEK), con el fin de poder estimar con la mayor precisión tanto el monto del capital total que se requerirá para el diseño, construcción y el arranque de la planta (Inversión Total), así como el capital que se necesitará constantemente para su óptimo funcionamiento (Costos de Producción).

Premisas de la evaluación económica:

- a).- Precios constantes de 1999.
- b).- Vida útil del proyecto (Horizonte de planeación de 15 años)
- c).- Tasa de Descuento Real igual a 6%
- d).- Tasa de Descuento Premio igual a 4%
- e).- Tasa de Descuento Total de 10 %
- f).- Depreciación Lineal
- g).- Impuestos del 35 %
- h).- Reparto de utilidades del 10 %

El estudio económico se realizó en dólares americanos y precios constantes de acuerdo al esquema actual de operación con un horizonte de planeación que contempla 2 años de construcción y 15 años de operación.

5.2.- Estimación de la inversión total.

Se conoce por inversión total¹⁰ el resultado obtenido de la suma de la inversión fija más los gastos de pre-operativos y de arranque más el monto del capital de trabajo.

$$\text{Inversión total} = \text{I.F.} + \text{G.P.A.} + \text{C.T.}$$

La inversión total refleja tanto la cantidad de dinero necesaria para la adquisición e instalación del equipo de proceso y de servicios, para la adquisición del terreno, para la construcción de los edificios, etc., es decir, el dinero necesario para la parte física de la planta, así como la cantidad requerida para el pago de salarios, para mantener los inventarios de materia prima y del producto terminado, además de sufragar otros gastos generales.

5.2.1 Inversión en capital fijo

La inversión fija²⁷ ó inversión en capital fijo, esta conformada por todos aquellos desembolsos repetitivos a cambio de los cuales se obtiene un bien tangible y duradero, así como por aquellos desembolsos que permiten que dichos bienes estén en su lugar (por ejemplo, la instalación de equipo de proceso). De manera general, a su vez éstos desembolsos se clasifican en costos directos y en costos indirectos.

Los costos directos incluyen todos aquellos desembolsos necesarios para adquirir e instalar los equipos de proceso y de servicios con todos sus auxiliares necesarios para una adecuada operación, como tuberías, instrumentaciones, aislamientos, etc.. También incluyen los costos del terreno, instalaciones eléctricas, cimentaciones, preparación del terreno, así como los costos de construcciones de proceso (estructuras, plataformas, laboratorios, almacenes, estaciones de servicio y mantenimiento, etc.).

Costos que no están relacionados directamente con el proceso productivo se clasifican como costos indirectos, entre los más importantes tenemos los costos de construcción, tales como permisos, licencias, equipo y herramientas para la construcción, instalaciones temporales, supervisión de la construcción, seguros, etc., así como los honorarios del contratista y los costos relacionados con la ingeniería (Básica y de detalle) y con la supervisión de ésta.

MÉTODOS PARA ESTIMAR LA INVERSIÓN TOTAL

Existen diferentes técnicas para predecir el monto de la inversión fija, desde aquellos que permiten estimar el orden de magnitud, hasta las estimaciones más rigurosas y detalladas, en los cuales se realiza una cotización equipo por equipo y concepto por concepto. Sin embargo la elección del método a utilizar se debe de considerar cuatro factores importantes: Tiempo y los recursos disponibles (información), la precisión del resultado y el costo del estimado.

a).- Método de Orden de Magnitud

Una de las técnicas para obtener el monto de la inversión fija cuando se tiene escasa información es el método de los seis décimos, el cual consiste básicamente multiplicar el costo conocido de una planta ya existente por la relación de capacidades elevada a un exponente (n) cuyo valor típico es de 0.6

$$I.F._{actualizada} = I.F._{conocida} \left(\frac{capacidad2}{capacidad1} \right)^n$$

en donde:

I.F. = Inversión en capital fijo.

El método permite estimar el orden de magnitud de la inversión en capital fijo requerida para el proyecto, teniendo el resultado un rango de incertidumbre de aproximadamente 30 % sobre el monto real. De ésta manera es posible tener una idea aproximada del capital necesario para el proyecto, aunque cabe recordar que, de ser posible disponer de la información suficiente, deberá de hacerse un estudio considerando la precotización de los equipos de proceso a fin de obtener un resultado más preciso y confiable.

Se tienen datos de del costo de una planta de una capacidad de 155 MT/ año.

Considerando una capacidad de la planta de 12,000 ton./año se obtiene un valor de inversión actualizado por índices de precios de 8.5 MDD, utilizando un exponente de $n=0.6$ y teniendo como referencia una inversión de 40 MDD para una planta con capacidad de 155 000 ton./año.

De esta manera, el capital necesario para el proyecto consta de una inversión de:

Inversión Global = 8.5 MDD.

Donde MDD=Millones de Dólares

b).- Método de Costo del Equipo Principal

Otro método de evaluación es utilizado el costo del equipo principal³⁶ que interviene en el proceso de obtención de MEK.

Para este método se pueden revisar las cotizaciones de los diferentes fabricantes o bien investigar los costos aproximados publicados en la bibliografía.

La determinación del capital fijo de la planta, se hizo por medio de una precotización del equipo principal involucrado en el proceso de obtención de MEK, por medio de nomogramas del equipo respectivo, proporcionados por el departamento de costos del IMP (Apéndice 3 y 4).

El monto de la inversión fija se realizó por medio de la información de algunas compañías de ingeniería o algunos autores con base en porcentajes de la mayoría de los parámetros involucrados tomando como referencia el costo del equipo principal del proceso en cuestión (Apéndice 4).

Concepto.	Costo (Dólares)
Equipo.	365,902
Instalación de equipo.	51,226
Instrumentos y control (Instalados).	29,772
Tubería (Instalado)	73,180
Eléctrico (Instalado).	36,590
Edificios (Incluyendo servicios).	65,862
Desarrollo del sitio.	18,295
Servicios auxiliares (Instalados).	73,180
Terreno.	7,318
Ingeniería y supervisión.	76,839
Gastos de Construcción.	58,544
Honorarios del contratista.	21,954
Contingencias	54,885
Total	933,047.

El monto del capital fijo determinado por éste método es:

$$\text{Capital Fijo} = 933,047 \text{ USDLLS.}$$

Entre los elementos considerados en el valor precedente de inversión en capital fijo se encuentran los costos de adquisición de equipos, costos de tuberías, de materiales de campo y mano de obra, costos de instalaciones, así como de los servicios de la zona de almacenamiento, siendo todos ellos costos directos de inversión, considera además de entre los costos indirectos de inversión los honorarios del contratista y los costos de ingeniería y supervisión del proyecto.

Los costos de construcción incluyen los costos de instalaciones temporales, de iluminación de bardas, de equipo y herramientas de construcción, así como el costo de licencias. Por su parte, los edificios, estructuras, plataformas y escaleras de proceso y de servicios, así como los edificios de oficinas, comedor, laboratorios, estación de bomberos, zona de mantenimiento y bodegas, se considera bajo el rubro de edificios

Por otra parte se estima que el costo de la ingeniería y supervisión del proyecto es de 76,839 USDLLS y que la inversión total en equipos es de aproximadamente 365,902 USDLLS, siendo la inversión total en capital fijo asciende a 933,047 USDLLS.

5.2.2. Gastos preoperativos y de arranque.

Se consideran bajo este rubro todos aquellos desembolsos no repetitivos a cambio de los cuales se obtiene un bien o beneficio intangible, tal como en los gastos de constitución de la empresa, pruebas a equipos, capacitación y salarios previos a operación, así como los diversos gastos generales de durante el arranque de la planta.

El monto de los gastos preoperativos y de arranque, se estimará como 1 % de la inversión en capital fijo, es decir 9,330 USDLLS.

5.2.3. Capital de trabajo.

El capital necesario para pagar las facturas pendientes y para sufragar los costos de operación de la planta mientras se vende el producto y se reciben los pagos pendientes, se conoce por capital de trabajo, el cual esta dado por:

- Inventario de materia prima.
- Inventario de producto en proceso.
- Inventario de producto terminado.
- Inventario de Mat de Mto.
- Cuentas por cobrar.
- (Cuentas por pagar).

CAPITAL DE TRABAJO.

A continuación se especifica la forma en que se estimará el monto de cada uno de los elementos que conforman el capital de trabajo:

Inventario de Materia Prima.

El costo de la materia prima en inventario se estimará como el costo de ocho días de consumo de materia prima.

Inventario de Producto en Proceso.

Se considerará como el costo de un día de materia prima.

Inventario de Producto Terminado.

Se considerará como quince días de producto terminado con valor de costo de producción.

Efectivo en Caja.

Se calculará con base en 15 días de salarios considerando la mano de obra directa de operación, el personal de supervisión de operación, el personal de administrativo, así como vendedores y repartidores del producto.

Cuentas por Cobrar.

El monto correspondiente a las cuentas por cobrar se calculará como 30 días de ventas totales.

Cuentas por Pagar.

Se consideran como el costo de 8 días de materia prima en inventario. Con base en lo anterior el monto del capital de trabajo considerando la operación de la planta de MEK a su capacidad total, queda conformado de la siguiente manera:

Inventario de materia prima.	40,966 USDLLS
Inventario de producto en proceso	116,858 USDLLS.
Inventario de producto terminado	5,266 USDLLS.
Efectivo en caja.	14,398 USDLLS.
Cuentas por cobrar	996,792 USDLLS.
(Cuentas por pagar.)	40,966 USDLLS
CAPITAL DE TRABAJO =	1,215,246 USDLLS.

De esta manera, es posible estimar el monto de la inversión total de operación requerida para el proyecto:

Inversión en capital fijo	933,047 USDLLS.
Gastos preoperativos y de arranque	9,330 USDLLS.
Capital de trabajo	1,215,246 USDLLS.

INVERSIÓN TOTAL = 2,157,623 USDLLS.

5.3. Costo total del Producto.

El costo total del producto esta dado por la suma de los costos de producción mas otros gastos generales, de entre los que destacan los gastos administrativos y comerciales.

$COSTO\ TOTAL = COSTOS\ DE\ PRODUCCIÓN + GASTOS\ GENERALES.$

5.3.1. Costos de Producción

En cualquier evaluación económica la estimación de los costos de producción resulta de similar importancia a la de la estimación de la inversión requerida. Dicho estimado permite predecir el monto de los gastos necesarios para producir el producto deseado, además de que, junto con la inversión requerida y las ventas realizadas, permiten conocer la rentabilidad y el potencial del proyecto evaluado.

Bajo el rubro de costos de producción se consideran todos aquellos desembolsos repetitivos a cambio de los cuales se obtiene un bien (o servicio), el cual, a su vez, permite obtener un producto.

Los elementos de los costos de producción se dividen en costos fijos y en costos variables, los cuales se detallan a continuación tomando como referencia porcentajes recomendados por la literatura a fin de calcular posteriormente el costo total anual de producción.

5.3.1.1. Costos Variables.

Los elementos de los costos de producción que varían en función de los niveles de producción se denominan como costos variables, los cuales a su vez se clasifican en costos directos y costos indirectos, en función de su relación con el proceso productivo.

5.3.1.2. Costos directos de Operación.

Se consideran bajo este rubro aquellos desembolsos asociados directamente con el proceso productivo, es decir, aquellos en los cuales se incurre al llevar a cabo la conversión de la materias primas en el producto terminado deseado, entre los que destacan;

Costo de materia prima

Se calculará como el costo anual de la m.p.

Materiales y servicios auxiliares

Se estimarán como el 3 % del costo total del producto.

Mano de obra directa de operación

La mano de obra directa de operación esta constituida por los obreros. El número necesario de trabajadores se obtiene en función de la capacidad instalada de la planta. Para el cálculo del costo de la mano de obra se tomará como base el salario mínimo de la zona geográfica en donde se instalará la planta, (El estado de Puebla se encuentra ubicado en la zona C),

=====

considerando un sueldo de \$ 35 por día más un 25 % por concepto de prestaciones, dando como resultado un salario total de 239,531\$/año (23,953 USDLLS / año.)

Supervisión.

El costo de la supervisión de la operación de la planta se considerará como el 15 % del costo de la mano de obra directa.

Mantenimiento.

El costo de la mano de obra, de los materiales y de la supervisión necesaria para mantener a los equipos en óptimas condiciones productivas a través del mantenimiento preventivo y/o correctivo, se estimará como el 0.4 % de la inversión en capital fijo, considerando la operación de la planta a su capacidad completa. Para niveles de producción inferiores, el costo del mantenimiento se estima como un porcentaje del costo total del mantenimiento.

Laboratorio.

El costo de los materiales, suministros y mano de obra requeridos para la realización de pruebas de laboratorio necesarias para el control de calidad del producto se calcula generalmente en base a las horas-hombre involucradas. En este caso se estimarán como el 10 % de la mano de obra directa de operación.

Suministros varios de operación.

Son los costos de suministros no considerados bajo los rubros de materias primas, servicios auxiliares o materiales de mantenimiento y que son necesarios para mantener el proceso operando eficientemente. Su monto se estima como el 10 % del costo del mantenimiento.

Regalías y patentes.

Considerando que la tecnología no fue desarrollada directamente por la persona que planea instalar la planta, se debe de pagar por el derecho de utilizarla. El monto del pago por regalías y patentes se estima como un 2 % del costo total del producto.

5.3.1.3.Costos Indirectos de Operación.

Los elementos de los costos indirectos son aquellos que no están relacionados directamente con la operación de producción pero que son inherentes al funcionamiento rutinario de la planta, tales como el servicio médico, los servicios de seguridad, cafetería, oficinas, servicios internos de comunicación, mantenimiento general, los costos de alumbrado, las nominas y los servicios de almacenamiento, entre otros. El monto de éstos costos se estimará como el 50 % de los costos de la mano de obra directa, de supervisión y de mantenimiento.

5.3.1.4.Costos Fijos.

Son elementos de costos que no varían en función de los niveles de producción, entre los que destacan :

Seguro de la planta.

Para su calculo anual se considerará como el 1 % de la inversión en capital fijo.

Impuestos locales.

El pago anual del impuesto predial consta del 1.2 % del valor del terreno, incluyendo edificaciones.

Depreciación.

La depreciación es una estimación de la disminución del valor de los bienes con el paso del tiempo a causa de su uso, desuso u obsolescencia. Para efecto de la presente evaluación se considerará un comportamiento lineal de la depreciación, así como un valor de rescate igual a cero.

$$D = \frac{P - L}{n}$$

en donde:

D = Depreciación.

P = Valor de adquisición.

L = Valor de rescate.

n = Años de vida útil.

Para el equipo y maquinaria se estimará un periodo de vida útil de 11 años (9% anual) y para los edificios de 20 años (5 % anual).

Amortización.

Es un concepto muy similar al de depreciación, con la diferencia de que se aplica solo a bienes intangibles, tales como costos de ingeniería y supervisión del proyecto, gastos preoperativos y de arranque, etc. En términos generales, de acuerdo a la ley del impuesto sobre la renta se considera una tasa de amortización de dichos costos y gastos del 10 % anual, durante el periodo de 10 años.

5.4.Gastos generales.**5.4.1.Gastos Administrativos.**

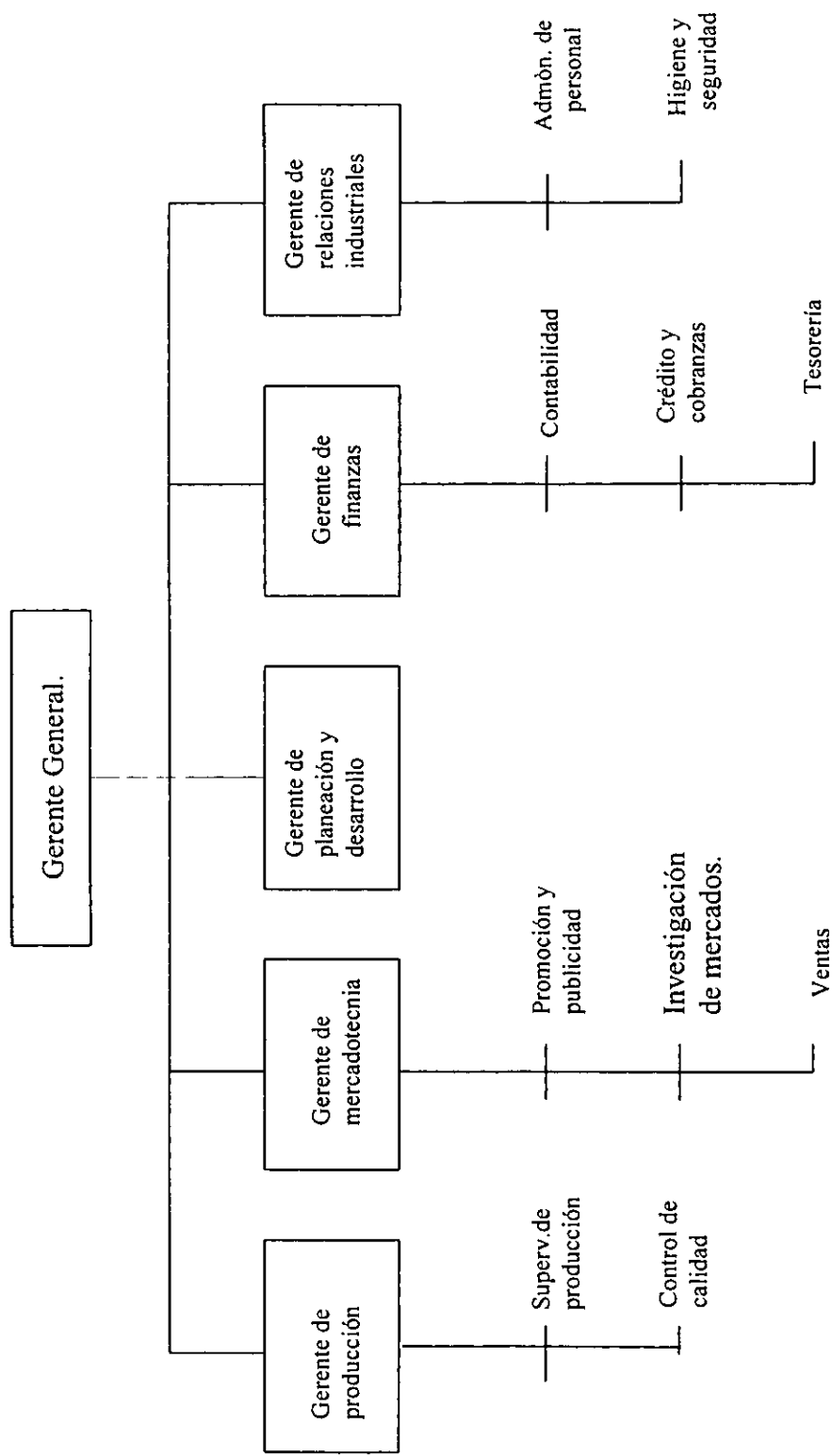
Se consideran como gastos administrativos, desembolsos tales como los sueldos de los ejecutivos, secretarías, contadores y del personal administrativo en general, así como los gastos necesarios para los diversos suministros de oficinas (papelería, mobiliario, etc.), gastos de comunicaciones y en general todos los gastos relacionados con las actividades administrativas.

El monto total considerando tanto los salarios del personal administrativo como los diversos gastos relacionados con la administración de la empresa, se estima estará un 35 % por encima del costo de la mano de obra directa de operación, tomando como base los salarios del personal administrativo que a continuación se detallan, habiendo considerado un 25 % sobre el sueldo nominal por concepto de prestaciones.

Puesto	# de Personas	Salario (USDLLS/Mes)
Gerente General	1	6,000
Gerente de Rama.	4	4,000
Secretaria	4	400
Choféres (montacargas)	3	300
Vigilantes	3	200

El bosquejo del organigrama administrativo para la empresa se presenta en la fig. 5.1 ,con cinco gerencias dependientes del gerente general.

Figura 5.1
Organigrama Administrativo de la empresa de MEK.



5.4.2.-Gastos comerciales.

Se consideran como gastos comerciales, todos aquellos gastos relacionados con la venta del producto, tales como los gastos por suministros para oficinas de ventas, los salarios, comisiones y viáticos para los vendedores, los gastos de envío y distribución del producto, los costos de los recipientes ó contenedores y los gastos por publicidad.

Nomina mensual.

Puesto.	# Personas.	Sueldo (Dlrs/Mes)
Vendedores.	2	1,000
Choferes.	2	800

5.4.3.Gastos de investigación y desarrollo.

Se considerará el 0.5 % de las ventas totales para sufragar los costos de la mano de obra, del equipo, de la maquinaria y de los materiales relacionados con la investigación y el desarrollo de nuevos métodos de obtención y/o de nuevas aplicaciones de la MEK.

A continuación se presentan (Tabla 5.1) los resultados obtenidos de los costos totales anuales de producción (costo total del producto).

TABLA 5.1
Costos Anuales de producción
Costo Total de MEK

Costos Variables :	Monto (Dls)
Costos Directos	
Materias Primas	1,689,840
Materiales y Sev.Aux	63,975
Mano de Obra directa	23,953
Supervisión	3,593
Mantenimiento	3,732
Laboratorio	2,375
Suministros	373
Reglas y Patentes	42,650
Total de costos Directos	1,830,511
Total de costos Indirectos	15,639
Costos Fijos	
Seguro de Planta	9,330
Impuestos (Predial)	88
Depreciación	36,557
Total de costos fijos	45,975
Costos de Producción	1,892,125
Gastos Generales	
Gastos Admvos	301,200
Gastos Comerciales	21,600
Gastos Inv y Des	60,780
Total de Gastos	383,580
Costo Total Anual	2,275,705

5.5.-Métodos de Evaluación Económica de Proyectos.

La evaluación económica de cualquier proyecto de inversión tiene como principal objetivo medir la rentabilidad de los recursos involucrados a lo largo de la vida útil del proyecto.

Para llevar a cabo dicha evaluación económica en el presente trabajo, se consideraran dos de los indicadores de evaluación más utilizados: El Valor Presente Neto, (VPN), Tasa Interna de Recuperación (TIR), Tiempo de Recuperación de la Inversión (TRI) e Índice de Rentabilidad (IR):

5.5.1. Valor Presente Neto.

Se define al valor Presente Neto, VPN, como el valor obtenido al actualizar los flujos de efectivo esperados durante la vida del proyecto a una tasa de interés fija predeterminada.

$$VPN = \frac{FNE_j - I}{(1+i)^j}$$

En donde:

n = Años de vida útil del proyecto

FNE = Flujo Neto de Efectivo en el año j.

i = Tasa de Interés.

I = Inversión Inicial.

A su vez, el FNE para cada año (Tabla 5.2) esta dado por :

$$FNE = (UN + D) - (AF + AD + CT)$$

En donde:

UN = Utilidad Neta obtenida en el estado de resultados (Tabla 5.2)

D = Depreciación.

AF = Incremento en activos fijos.

AD = Incremento en activos diferidos:

CT = Incremento en capital de trabajo.

Los incrementos en la inversión de activos y de capital de trabajo se encuentran detallados en el balance General Proforma.

La tasa de interés empleada para el calculo del VPN (conocida también como Tasa de Recuperación Mínima Atractiva, TMAR) debe de reflejar el rendimiento que tendría el capital invertido en algún instrumento de renta fija durante el mismo periodo de tiempo (Costo de Oportunidad de Capital), así como el riesgo del proyecto y la disponibilidad de dinero de la empresa . De ésta forma, dicha tasa de interés es la mínima por debajo de la cual se considera que no resulta conveniente invertir en el proyecto.

Tabla 5.2
ESTADO DE RESULTADOS

ESTADO DE RESULTADOS (PRECIOS CONSTANTES)															
	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015
Ventas totales	9,015,700	9,522,200	10,130,000	10,585,850	11,061,960	11,517,810	12,156,000	12,156,000	12,156,000	12,156,000	12,156,000	12,156,000	12,156,000	12,156,000	12,156,000
Desc. y Dev.	901,570	952,220	1,013,000	1,058,585	1,106,196	1,151,781	1,215,560	1,215,560	1,215,560	1,215,560	1,215,560	1,215,560	1,215,560	1,215,560	1,215,560
Ventas Netas	8,114,130	8,659,980	9,117,000	9,527,265	9,955,764	10,366,029	10,940,400	10,940,400	10,940,400	10,940,400	10,940,400	10,940,400	10,940,400	10,940,400	10,940,400
Costo de Prod.	1,522,835	1,758,735	1,948,888	2,007,355	2,067,576	2,129,603	2,193,491	2,259,296	2,327,075	2,396,887	2,468,794	2,542,858	2,619,143	2,697,718	2,778,649
Utilidad Bruta	7,492,805	7,763,465	8,181,112	8,578,495	8,994,384	9,308,207	9,962,509	9,896,704	9,828,925	9,759,113	9,687,206	9,613,142	9,536,857	9,458,282	9,377,351
Gastos Grales.	383,580	395,087	406,940	419,148	431,722	444,679	458,014	471,755	485,907	500,484	515,499	530,964	546,893	563,300	580,199
Utilidad de Op.	7,109,225	7,368,378	7,774,142	8,159,347	8,562,662	8,943,533	9,504,495	9,424,949	9,343,018	9,258,629	9,171,707	9,082,178	8,989,964	8,894,982	8,797,152
ISR	2,488,228	2,578,932	2,720,960	2,855,771	2,996,931	3,130,236	3,326,573	3,298,732	3,270,056	3,240,520	3,210,097	3,178,762	3,146,487	3,113,243	3,079,003
Rep. de Util.	710,922	736,837	777,417	815,934	856,266	894,353	950,449	942,494	934,301	925,862	917,170	908,217	898,996	889,498	879,715
Util. Neta	3,910,073	4,052,607	4,245,794	4,487,640	4,709,464	4,918,943	5,227,472	5,183,721	5,138,660	5,092,246	5,044,438	4,995,197	4,944,480	4,892,240	4,838,433
FNE	3,910,073	4,052,607	4,245,794	4,487,640	4,709,464	4,918,943	5,227,472	5,183,721	5,138,660	5,092,246	5,044,438	4,995,197	4,944,480	4,892,240	4,838,433
FNE Desc	3,554,611	3,349,262	3,189,927	3,065,118	2,924,206	2,776,615	2,682,519	2,418,244	2,179,293	1,963,281	1,768,044	1,591,623	1,432,240	1,288,279	1,158,282
FNE Acum	1,420,556	4,769,817	7,959,746	11,024,865	13,949,071	16,725,686	19,408,206	21,826,450	24,005,744	25,969,025	27,737,069	29,328,692	30,760,932	32,049,211	33,207,493

TIR=187%

VPN=32.8MDD

El criterio de aceptación de un proyecto en base a éste indicador de evaluación esta dado por el valor obtenido, es decir, el proyecto resulta atractivo si el VPN es mayor a cero.

5.5.2. Tasa Interna de Recuperación (TIR).

La Tasa Interna de Recuperación (TIR) es la tasa de descuento que al ser aplicada a los Flujos Netos de Efectivo que genera el proyecto durante su vida útil, reduce el VPN a cero:

$$\frac{FNE_j - I}{(1+i)^j} = 0$$

De esta manera, la tasa de interés aquí empleada representa la rentabilidad exacta del proyecto.

El criterio para aceptar o rechazar un proyecto de inversión empleando éste método de evaluación consiste en comparar la TIR obtenida con la Tasa Interna de Recuperación Mínima Atractiva; por lo que el proyecto de inversión es aceptado solo si la primera es mayor que la segunda.

Los resultados obtenidos tanto para el VPN como para la TIR se muestran en la tabla 5.2.

5.5.3. Tiempo de Recuperación de la Inversión (TRI).

El tiempo de recuperación de la inversión es el periodo requerido para recuperar una inversión inicial, sin tomar en cuenta el valor del dinero en el tiempo.

Si FE_0 representa la inversión inicial y FE_j es el ingreso neto en el año j ($j = 1, 2, \dots, n$), el tiempo de recuperación satisface

$$FE_0 = \sum_{j=1}^{TRI} FE_j$$

El tiempo de recuperación de la inversión para el proceso de obtención de MEK es de 1 año tal como se justifica abajo.

El primer ingreso anual es de 3,910,073 dlls, es mayor que la inversión inicial de 2,134,055 dlls. Hay que tomar en cuenta que el proyecto fue muy castigado en cuanto a todos los costos y gastos que inciden de manera directa e indirecta sobre el mismo, pues se desconoce la magnitud real de los mismos.

TRI = 1 año.

5.5.4. Índice de Rentabilidad (IR).

Estos índices nos permiten evaluar las ganancias de la empresa con respecto a un nivel determinado de ventas de activos o de la inversión de los accionistas.

$$IR = \frac{INV.TOTAL}{FNE}$$

el índice de rentabilidad (ir) obtenido mediante el margen neto de utilidades es :

$$IR = 0.5457$$

5.6. Análisis de sensibilidad.

Este análisis es el juicio final que llevara a la decisión de invertir más dinero en el proyecto o abandonarlo.

En su forma más simple consiste en examinar las ganancias netas en relación con la inversión de capital.

La sensibilidad de una propuesta individual debe de hacerse con respecto al parámetro más incierto. Es posible que en la evaluación de una propuesta se tenga mucha incertidumbre con respecto a alguna variable. En estos casos, es muy conveniente determinar que tan sensible es la TIR o el VPN a cambios en la estimación de dicha variable, por lo tanto, para este tipo de situaciones se determina la variable a partir de la propuesta seria económicamente atractiva.

Por lo general se determina la sensibilidad de la TIR o el VPN del proyecto a cambios en el precio unitario de venta, cambios en los costos o a cambios en el nivel de demanda., etc. Para realizar el análisis de sensibilidad se procedió a hacer variaciones en las siguientes variables: Inversión, Materia Prima, Ventas, Precio.

Para cada una de las variables se hicieron las variaciones en porcentajes, cambiando desde el valor sin variación hasta el cambio del 20 %; considerando que este porcentaje aumentará o se restará al flujo normal.

Para cada una de las variables se hicieron variaciones en porcentajes que tienen mayor impacto en el comportamiento de la TIR y en el VPN, para ventas de MEK se tomo el caso si éstas disminuyen 20%, para el precio de venta de MEK se analizó si éste disminuye en 10 %, para el caso de la materia prima se tomo la situación si ésta aumenta su precio en 10 % y por último para la inversión se cambia desde el valor sin variación, hasta el 20 % considerando que este porcentaje aumentará o se restara al flujo normal.

Cuando variamos las ventas, observamos que el valor del VPN alcanzó un valor mínimo de 24 millones de dólares. La TIR fue de 140 %.

Esto significa que el proyecto no presenta gran sensibilidad al cambio en esta variable, comparando los indicadores económicos normales (TIR =187 %Y VPN= 32 millones de dlrs) con los anteriores.

Cuando se hizo la variación en le precio de la MEK, el VPN alcanzó un valor de 38 millones de dlrs y la TIR fue de 164 %.

Para la variación de la materia prima, se tuvo que el VPN fue de 32 millones de dólares, con una TIR 183 %. Lo que indica que nuestro proyecto no es tan sensible al cambio de ésta variable.

A continuación se muestra la tabulación de la variación en cuanto a la inversión del proyecto.

Variación Inversión	VPN MDD	TIR (%)
-20	33.3	156
-15	32.8	187
20	32.4	233

De acuerdo a los resultados de la tabla anterior, podemos observar que la TIR se mantiene en rango de 156 a 233 % y el VPN va 32.4 0 33.3 MDD, cuando se vario la inversión del proyecto; lo que significa que nuestro proyecto presenta gran sensibilidad a la variación en el monto de la inversión.

CAPITULO 6.**ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES****6.1. Análisis de Resultados.**

De acuerdo al estudio comparativo entre los diferentes procesos existentes de obtención de MEK, principalmente entre el de hidratación directa de n-butenos y el proceso convencional de oxidación directa de butilenos y butanos (Proceso Maruzen), se tomó la decisión de seleccionar el proceso de hidratación directa de n-butenos para producir MEK en México en base a las grandes ventajas que presenta dicho proceso, entre las que destacan:

a). El proceso de hidratación directa de n-butenos se fundamenta a nivel industrial por la utilización de un nuevo catalizador sólido (resina de divinilbenceno-estireno), aumentando la hidratación de los butenos, el proceso requiere menor consumo energético para producciones más elevadas y por lo tanto menor requerimiento de servicios auxiliares; además produce menos contaminación ambiental que el proceso convencional.

b). La gran desventaja del proceso convencional es la utilización de H_2SO_4 como catalizador, por lo que las plantas que producen MEK a partir de butenos están compuestas esencialmente por cuatro secciones: Adición de ácido sulfúrico, Hidrólisis, Purificación y Reconcentración de ácido sulfúrico, dando como consecuencia problemas de corrosión en líneas y equipos de proceso, por lo que hay que emplear materiales de construcción especiales (acero inoxidable), aumentando con esto la inversión en la planta, además de los cuidados especiales en el manejo del ácido.

Mercado

En base a un estudio de mercado se encontró que no existe oferta nacional de MEK, por lo que toda demanda (7,000 ton./año) de este insumo por parte de las empresas que lo requieren tiene que ser importado, lo que es un excelente indicador de que el proyecto para producir MEK es una gran oportunidad para invertir en este rubro, porque el proyecto presenta un mercado potencial favorable.

Economía

El monto de la inversión total requerida para el proyecto considerando el proceso de hidratación directa de n-butenos para la obtención de MEK se estima en el orden de 2,157,623 dólares corrientes, la inversión en capital fijo es de 933,047 dólares y la inversión en capital de trabajo es aproximadamente de 1,191,676 dólares, como podemos darnos cuenta el monto de a inversión total requerida para producir MEK es baja, por no se cuenta con información real de todos los diferentes costos y gastos involucrados, así como la magnitud real del tamaño de la planta de MEK.

Se tienen resultados de plantas instaladas en Alemania en cuanto a la economía del proceso al comparar el proceso de hidratación de n-butenos y el proceso convencional, entre los que destacan:

a).La inversión en los límites de batería para el proceso de hidratación directa de n-butenos es de un 87 % en comparación al proceso convencional tomado como 100, por otra parte el proceso el proceso convencional requiere una inversión considerablemente mayor en servicios y en tratamientos obsoletos, por esto, el total de inversión de capital es solamente de 76%de la inversión total requerida por el proceso convencional.

De la misma manera, los costos de producción y de operación para el proceso de hidratación directa son considerablemente bajos, con lo que causan necesidades energéticas más bajas y costos de capital relacionados.

De este análisis podría decirse que el proceso de hidratación es más económico que el proceso de hidratación convencional.

Los resultados obtenidos en el estudio económico para el proyecto de fabricación de metil Etil Cetona (MEK) en México considerado un horizonte de planeación de 17 años periodo en el cual se estima que el producto seguirá en el mercado sin presentar problemas de competencia por la introducción de productos sustitutos.

Servicios Auxiliares.

b).-Los requerimientos de vapor y agua de enfriamiento para el proceso convencional son muy elevados, debido a la reconcentración del ácido sulfúrico, a la refrigeración en la absorción del ácido y al deshidrogenación del secbutanol.

En base a dichos resultados, es posible apreciar que el proceso de hidratación directa de n-butenos para obtener MEK, empleando la tecnología Deutsche-Texaco A.G. Ruta más viable desde el punto de vista técnico, la tasa interna de recuperación (TIR) obtenida es de 187 %, resultado superior a la tasa de recuperación mínima atractiva considerada de 10 %. Por otra parte, el valor presente neto (VPN) resulto ser mayor a cero (32.8 MDD), en base a lo cual, el proyecto de inversión resulta atractivo para llevarse a cabo.

Ahora bien, del análisis de sensibilidad realizado es posible apreciar en que medida podrían cambiar las principales variables que afectan el resultado de la evaluación económica, esto, a causa de la incertidumbre a la que están sujetos los valores obtenidos en el presente estudio debido a que, dada la falta de información real sobre cada una de las unidades de proceso al llevarse a cabo la precotización de equipo para tener resultados con mayor precisión y confiabilidad.

Así pues, en el caso particular del análisis del punto de equilibrio, se observa que el proyecto registraría utilidades positivas desde el inicio de operación, siempre y cuando el volumen de ventas fuera cuando menos de 10,000 toneladas de MEK al año. No obstante, se observa que el proyecto se muestra sensible ante posibles variaciones en el costo de materia prima, en el volumen de ventas, en el precio de venta del producto terminado y en el monto de la inversión requerida, siendo más notorio su comportamiento sensible frente a variaciones de éstos último, lo cual representa un posible riesgo para tomar la decisión de instalar la planta o no.

6.2. Conclusiones.

Desde 1976 México comenzó un proceso de crisis económica la cual se acentuó en 1982, con indicios de recuperación en 1988 y con una fuerte caída en Diciembre de 1994. La moneda nacional sufrió una fuerte devaluación frente al dólar, lo cual repercutió en la falta de confianza en el país, e inseguridad en los inversionistas nacionales y extranjeros.

A pesar de la actual situación económica del país, este proyecto de inversión es un trabajo importante que deben de considerar los inversionistas, por los beneficios económicos que traería consigo al desembolsar un capital de aproximadamente 2.5 MDD y además es proyecto de bajo riesgo con una tecnología probada y de desarrollo de punta en cuanto a la producción de MEK, por medio del proceso de hidratación directa de n-butenos que comparado con el proceso convencional es más económico y rentable.

Al realizar un análisis de los procesos que se utilizan para la producción de MEK, se comprobó que el proceso técnicamente más viable, que se basa en la aplicación a nivel industrial de un nuevo catalizador sólido (Resina de Divinilbenceno-Estireno) el cual aumenta la hidratación de n-butenos, requiere menos energía para producciones más elevadas, produce menos contaminación (más ecológico), además de ser el más económico y utiliza la tecnología más accesible en cuanto a información comparado con el proceso convencional del ácido sulfúrico; es el proceso de hidratación directa de n-butenos que utiliza la tecnología Deustche-Texaco.A.G.

Con la selección técnicamente más viable se realizó la ingeniería básica en su edición preliminar con el objeto principal de dimensionar el equipo y poder obtener sus características para determinar su costo.

Al realizar el estudio económico de la planta para el horizonte de planeación de 15 años, se concluye que el proyecto es rentable, de acuerdo al valor de los indicadores económicos; la tasa interna de recuperación (TIR) da un resultado de 187 %, además de que el valor presente neto (VPN) resultó ser de 32.8 MDD valor mayor de cero, El tiempo de recuperación de la inversión (TRI) es de aproximadamente de 1 años y el índice de rentabilidad (IR) es de 0.54 para el horizonte de planeación del proyecto.

Al realizar el análisis de sensibilidad se encuentra que el proyecto es poco sensible a los cambios en las variables (costo de materia, volumen de ventas, precio de venta del producto terminado e inversión). Para variaciones en el volumen de ventas, el precio de MEK y materia prima los valores de la TIR van desde 140 a 183 %y el VPN va desde 24 a 32 MDD, en el caso de variaciones en la inversión la sensibilidad es significativa en el comportamiento de la TIR, pues va desde 156 a 233 %, es decir un incremento de 77 puntos, sin embargo el VPN tuvo un comportamiento estable de 32.6 a 33.3 MDD.

Los cambios significan que aún cuando se calcule la inversión con detalle el proyecto seguirá siendo viable, se obtuvieron diferentes tasa de inversión con valores altos para el rango en el que comúnmente se encuentran, lo cual nos refuerza que el proyecto sigue siendo rentable.

Referencias bibliográficas

- 1.- Kird D.F. & Othmer F.D.-Encyclopedia of Chemical Technology .
3 rd. Ed. J. Wiley and Sons, N. Y.,1979.
- 2.- Maketta. J. J. & Cunningham W. A.- Encyclopedia of Chemical processing and Desig.
3 rd. Ed . Marcel Dekker. Inc.N. Y.,1985.
- 3.- Windholz M. (Ed).- The Merck Index ,10 th .Ed. Merck & Co.,Inc,N. J.,1983.
- 4.- Dean J. A.-Lange's Handbook of Chemistry 3rd, Ed. Mc. Graw Hill Book
Company, N. Y. ,1972.
- 5.-Shell Chemical Co.,Industrial Chemicals División, "Shell Alcohols" Technical
Bulletin No. 10 : 70-2 (February 1970).
- 6.- Memorias de Labores, Petroleos Mexicanos. Marzo 1998.
- 7.-The Merck Index, 9th Edition, Edit., Merck and Co., Inc.,USA,1976.
- 8.- Normas Técnicas Ecológicas.Ley General de Ecología y Protección al Ambiente,
Sria. de Desarrollo Urbano y Ecología.
- 9.-Remer,Donald S. Y Chay, Lawrence H., Estimate Cost of Scale Up Process Plants,
College og Engineering and Science ,1990.
- 10.- Plasvic Branislav ,Estimate of Plants.Chemical Engineering ,INA
(State Oil Industries ,Croatia),August,1993.
- 11.-Perry ,Robert H., Manual del Ingeniero Químico ,Tomos I,IIIy VI,6th.
Edit. MC. Graw Hill. 1992.
- 12.- Obraztsov P. And Vinnik M.- "Kinetics of the dehydration
of sec-butyl alcohol on a phosphoric acid catalyst"
Kineet. Katal. 19, 1344 (1978). C.A 90, (1979).
- 13.- Faith W. Et al.- Industrial Chemicals.#rd. J.Wiley and Son,N . Y .1965.
- 14.- Petrov A. Et al.-" Methyl Ethyl Ketone " Russian Pat: SU 449,028 (5 Nov. 1974).
C.A. 82, 155346 j (1975).
- 15.-Okumura Y. et al.-"Hidracion of olefins"Eur. Pat: 127,486 (5 Dec. 1984).C:A: 102,
14814f (1985).
- 16.- Maruzen Oil Co., "The Maruzen MEK Process" Technical
brochure . August 1969.
- 17.-Maruzen Oil Co., "Hydration of Olefins"Jpn. Pat: 8270,828(1May 1982).

- C.A. 97, 127028y (1982).
- 18.-"Key to Synthetic Methyl Ethyl Ketone : Catalytic Dehydrogenation"
Chemical Engineering.(February 1955) 272-5.
- 19.-Hayashi, K. " Production of Sec-butanol and Methyl Ethyl Ketone"
Kogaku Kogyo (August 1957).
- 20.-Baumann, G. P. (To Esso Reserch and Engineering) "Secondary
Butanol Purification, U.S. Pat: 3,203,872 (Aug.31, 1965).
- 21.- Klein J. and Widdecke H."Isomezation and hidration of n-butenes on Solid
acid resin catalysts" Ber.- Dtsch. Wiss. Ges. Erdoel, Erogas Kohie-115
(1987). C.A. 109, 56977k (1988).
- 22.-Webers,W.,et al . (Deutsche Texaco), "Process for the Production of lower alcohols
by direct catalytic hydration lower olefins" U.S. Pat: 3,994 983 (Nov. 30,1976).
Hydrocarbon Processing. 45,10 (1988).
- 23.-Neier,W., et al. (Deutsche Texaco)," Process for the continuous Production
or secondary butyl alcohol", U.S. Pat: 4,476,333 (Oct.9,1984).
- 24.- K.M.Guthrie, Capital Cost Estimating, Chem;Eng 76(6):14
(March 14, 1996)
- 25.- Chemical Engineering. Vol. 101,No.11 (Oct. 1994).

Libros de Texto.

- 26.-Alvarez Fuser Constantino. Diseño de equipo,Tanques y Recipientes. Cuadernos
de posgrado. Facultad de Química. UNAM:
- 27.-Baca Urbina Gabriel. Fundamentos de Ingeniería Económica. Mc. Graw Hill,
México 1995.
- 28.-Baca Urbina Gabriel. Evaluación de proyectos. 2ª Ed. Análisis y Administración del
Riesgo. Mc. Graw Hill.México 1995.
- 29.-Crane. Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías
Ed. Mc. Graw Hill, México 1995.
- 30.-Curso de Ingeniería Básica de Proceso. Instituto Mexicano del Petroleo (IMP).
Tomo 1 y 2.
- 31.- Garret Donald E.,Chemical Engineering Economics ,Edit.
Van Nostrand Reinhold,1989.

- 32.- Kern Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor. Edit. CECSA, 1987.
- 33.-Rase Howard y Barrow M., Ingeniería de Proyecto de Plantas de Proceso. Cía., Edit. Continental,S.A.1979.
- 34.-Valiente Barderas A. Problemas de Flujo de Fluidos Edit. Limusa,1990.
- 35.-Valle Riestra ,Proyect Evaluation in the Chemical Process Industries. Edit. Mc. Graw Hill, 1983.
- 36.-Vilbrandt Frank C. Y Dryden Charles E., Ingeniería Química del Diseño de Plantas Industriales. Edit. Grijalbo,S.A.,1963.
- 37.-Notas : Anaya Durand Alejandro . Ingeniería de Proyectos . Facultad de Química,1996.
- 38.-Notas :Aguilar Martínez C.A. Selección y Especificación de Equipo. Facultad de Química,1996.

Tesis

- 39.Avella Martínez J.A Estimado y Control de Costo de Equipo en una planta petroquímica. Facultad de Química.
40. MC. Torres Lomeli Estudio Técnico-Económico para la instalación de una planta de Dimetilamina. Facultad de Química.
41. Rodríguez Mejía C. Tesis monográfica de Secbutanol. Facultad de Química.
42. Santamaría Pérez O.M. Evaluación de Procesos y de Desarrollo de ing. Básica para una planta productora de Etanol por Fermentación. Facultad de Química,1994.

Fuentes directas

- 43.- Biblioteca del ANIQ, Anuario Estadístico de la Industria Química Mexicana, Edición 1997.
- 44.- Banco de México, Dirección de Investigación Económica del Banco de México.
- 45.-INEGI, SECOFI, BANCOMEXT.

APÉNDICE 1

RECIPIENTES Y BOMBAS**Tanques de balance.**

Los recipientes de balance²⁶, tienen como objetivo fundamental el proporcionar un cierto tiempo de residencia, generalmente a corrientes de líquidos, para tener un “colchón” entre dos operaciones unitarias del proceso. Los recipientes de balance, al encontrarse entre dos operaciones del proceso, deben de procurar guardar al máximo, las mismas condiciones de presión y temperatura existentes entre esos dos puntos, para evitar tener que gastar más energía para preparar la carga para la siguiente operación. Esto hace que los recipientes de proceso trabajen a condiciones rigurosas que el mismo proceso impone y como su función principal no es la de almacenar material, deben de ser lo más pequeño posible, cumpliendo con el objetivo de tiempo de residencia para el cual fueron conceptualizados.

Estas son las diferencias principales de los recipientes de proceso, con los tanques de almacenamiento.

Tiempos de residencia e líquidos.

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. Este debe ser el mínimo requerido para proporcionar flexibilidad de operación razonable y suficiente para detectar y corregir una falla menor, sin tener que parar el proceso de producción.

El tiempo necesario entre la detección y corrección del problema, depende tanto de la experiencia del personal de operación, como del grado de sofisticación de la instrumentación de la planta.

A continuación se presentan recomendaciones para tiempos de residencia de líquidos, en operaciones típicas. Estas recomendaciones se basan en personal experimentado y una planta bien instrumentada, por lo que se deberá incrementar al multiplicarse por los factores siguientes:

TABLA 4.1.

Personal	Factor
Experimentado	1.0
Bien entrenado	1.2
Sin experiencia	1.5

TABLA 4.2.

INSTRUMENTACIÓN	FACTOR
Bien instrumentado	1.0
Instrumentación normal	1.2
Mal instrumentado	1.5

Los tiempos de residencia que a continuación se recomiendan (TABLA 4.3), son criterios desarrollados con la experiencia. Como tales pueden diferir de los recomendados por otros autores, o bien por lo que dicta la experiencia personal de cada uno. Deben pues tomarse como lo que son, criterios y no como valor absoluto.

TABLA 4.3
TIEMPOS DE RESIDENCIA DE LIQUIDOS.

SERVICIO	Tr (min)
Un tanque de balance alimenta a una unidad de proceso dada pero recibe liquido de otra unidad que esta ligada a un cuarto de control separado.	20
Igual que el anterior, pero el tanque de balance recibe liquido de una unidad de proceso ligada al mismo cuarto de control.	15
Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso pero recibe liquido de tanques fuera de la planta.	15
Un liquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada a un cuarto de control separado.	12
Un liquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada al mismo cuarto de control	8
Un liquido de un tanque de balance a tanques fuera de la planta ó directamente a un tanque de alimentación para otra unidad (flujo por gravedad).	3
Igual que el anterior, pero con flujo por bombeo.	5
Un liquido de un tanque de balance, ya sea a un tanque fuera de la planta o a otro tanque de alimentación a través de un cambiador de calor alimentado por el fondo.	5
Un liquido de un tanque de balance es la única carga a un calentador a fuego directo.	10
Un liquido de un tanque de balance alimenta a un rehervidor a fuego directo, el tiempo de residencia se basa en el vapor del rehervidor expresado como liquido (5 min.) más el tiempo adecuado para el producto de fondos en base al servicio específico.	5
Un separador vapor-liquido entre una cantidad de separación de alta presión y otra de baja presión.	4
Un tanque de destilado (tanque de reflujo) que también sirve como receptor de producto, basándose el tiempo de residencia en el reflujo (3 min.) más el tiempo de residencia adecuado en base al servicio específico.	5
Si el producto se envía a almacenamiento.	2
Si el producto se alimenta a una torre.	15
Tanques de alimentación a un reactor.	25
Tiempos de residencia adicional ó de emergencia para tanques separadores de arrastre entre etapas.	10
Tanques separadores de arrastre a la succión del compresor, en base a la velocidad del liquido de la mayor unidad productora de liquido antes del compresor.	10

SEPARADORES LIQUIDO – LIQUIDO

Estos recipientes se emplean para separar por gravedad dos líquidos inmiscibles de densidades diferentes, esencialmente libres de vapor.

Para lograr una buena separación en un asentador, el tiempo de retención para una fase líquida, debe ser mayor que el tiempo requerido para romperla emulsión de 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.

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 del 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 fraccional creada por este movimiento, se opone a la fuerza ascendente, en lugar de la gravedad.

El objeto de este recipiente es lograr una separación eficiente y no el dar volumen de residencia. Una vez diseñado el equipo, pueden instalarse ciertos arreglos mecánicos, tales como mamparas, para proporcionar volumen de residencia dentro del mismo recipiente. Para los tamaños de partículas que se encuentran comúnmente en operaciones industriales de separación líquido-líquido, la siguiente ecuación, basada en la ley de Stokes, da la velocidad de asentamiento libre para las gotas de un líquido que abandonan otra fase líquida continua:

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

V_a = Velocidad de asentamiento (cm/seg); sin exceder a 0.42 cm/seg

ρ_H = Densidad de la fase líquida ligera (g/cm^3)

ρ_L = Densidad de la fase líquida ligera (g/cm^3)

μ_c = Viscosidad de la fase continua (cp)

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

d_p = tamaño de partícula (cm)

Ya que el tamaño de partícula es una dimensión que no se encuentra generalmente disponible, en la siguiente tabla se encontrarán algunos ejemplos en los que se ha obtenido experimentalmente con el tamaño de partícula.

Estos ejemplos son operaciones industriales frecuentes; cuando se tenga algún caso, lo mejor es tratarlos de asimilar a algunos de los casos aquí reportados, más aún cuando se puede observar que cuando se trata de agua y algún hidrocarburo polar, el tamaño de partícula es el mismo.

Estos ejemplos son operaciones industriales frecuentes; cuando se tenga algún caso, lo mejor es tratarlos de asimilar a algunos de los casos aquí reportados, más aún cuando se puede observar que cuando se trata de agua y algún hidrocarburo polar, el tamaño de artícula es el mismo.

TABLA 4.4.
TAMAÑO DE PARTICULA.

Fase ligera	fase pesada	d_p (cm)	Ks
Hidrocarburos ligeros	Agua ó soln. 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

El diseño deberá cumplir con el requisito de que, para cada fase líquida continua, el tiempo de residencia, sea mayor que el tiempo de asentamiento que necesitan las gotas del líquido disperso para separarse. El criterio que se seguirá es que el tiempo de residencia sea el doble del tiempo de asentamiento.

$$T_{rL} > t_{al}$$

$$T_{rH} > t_{aH}$$

y aplicando el criterio:

$$T_{rL} = 2t_{al}$$

$$\text{y } T_{rH} = 2t_{aH}$$

con:

$$t_{al} = \frac{h_L}{V_{al}}$$

$$t_{aH} = \frac{h_H}{V_{aH}}$$

T_{rL} = tiempo de residencia de la fase ligera (min)

T_{rH} = tiempo de residencia de la fase pesada (min)

t_{al} = tiempo de asentamiento de la fase ligera (min)

t_{aH} = tiempo de asentamiento de la fase pesada (min)

h_L = altura de la fase ligera (cm)

h_H = altura de la fase pesada (cm)

V_{al} = velocidad de asentamiento de la fase ligera (cm/min)

V_{aH} = velocidad de asentamiento de la fase pesada (cm/min)

La altura mínima de asentamiento para cada una de las fases es de 1 ft.

MEMORIA DE CÁLCULO PARA RECIPIENTES A PRESIÓN.

SEPARADORES LÍQUIDO -LÍQUIDO.

1.- TANQUE SEPARADOR DE LA FASE ORGÁNICA Y ACUOSA.
CLAVE : FA-401.

A) Flujo másico de las fases.

fase pesada	$\rho_H = 839 \text{ Kg/ m}^3$	$\mu_H = 0.690 \text{ cp}$
fase ligera	$\rho_L = 496 \text{ Kg/ m}^3$	$\mu_L = 0.56 \text{ cp}$

$$W_L = 0.013947 \frac{\text{Kmol}}{\text{seg.}} \left(3600 \frac{\text{seg.}}{\text{hr}} \right) \left(60.22 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right) = 3023 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$W_H = 0.001552 \frac{\text{Kmol}}{\text{seg.}} \left(3600 \frac{\text{seg.}}{\text{hr}} \right) \left(60.22 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right) = 337 \frac{\text{Kg}}{\text{hr.}}$$

B) Flujo volumétrico.

$$Q_L = \frac{3023 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}}{496 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 6 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} = 1666 \frac{\text{cm}^3}{\text{seg.}}$$

$$Q_H = \frac{337 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}}{839 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 0.40 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} = 111 \frac{\text{cm}^3}{\text{seg}}$$

C).- - Calculo de las velocidades de separación por medio de la ec. de Stokes y tomando en cuenta el tamaño de la partícula (tabla 4.5), tenemos:

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

$$V_{at} = 0.879 \left(\frac{0.839 - 0.496}{0.690} \right) = 0.437 \frac{\text{cm}}{\text{seg.}}$$

$$V_{al} = 0.879 \left(\frac{0.839 - 0.496}{0.56} \right) = 0.538 \frac{\text{cm}}{\text{seg.}}$$

Considerando que la altura mínima de asentamiento recomendadas es de 1 ft , los tiempos teóricos de asentamiento de cada fase serán:

$$t_{at} = \frac{30.48cm}{0.538 \frac{cm}{seg}} = 56seg.$$

$$t_{alt} = \frac{30.48cm}{0.437 \frac{cm}{seg}} = 70seg.$$

Como criterio de diseño se recomienda obtener los tiempos de reales de asentamiento doblando el valor de los teóricos, para evitar arrastres.

$$T_{rL} = 2(56) = 112 \text{ seg.}$$

$$T_{rH} = 2(70) = 140 \text{ seg}$$

D.- Calculo del volumen del recipiente.

El volumen real del recipiente es:

$$V_r = Q_i * T_{ri}$$

$$V_T = \left(1666 \frac{cm^3}{seg}\right) * (112seg.) + \left(111 \frac{cm^3}{seg}\right) * (140seg)$$

$$V_T = 202,221cm^3 = 0.20 m^3 = 8 ft^3$$

E).- Diámetro y longitud

Obtenemos el diámetro óptimo a partir de la gráfica de Abakians (figura 4.5), la cual muestra el diámetro en función del volumen total (V) y un factor F.

$$F = \frac{P_D}{C * S * E}$$

donde :

C = corrosión permisible (in).

S = esfuerzo máximo permisible (Psi).

E = Eficiencia por soldadura.

P_D = presión de diseño (Psi).

Por las condiciones de temperatura y presión de operación del recipiente el material de construcción es acero al carbón :

Datos :

$$S=10300 \text{ Psi}$$

$$E=0.8$$

$$P_D=1116 \text{ Psi}$$

$$C=0.125 \text{ in}$$

sustituyendo valores, tenemos:

$$F = \frac{1,116 \frac{lb}{in^2}}{0.125 * 10,300 \frac{lb}{in^2}} * 0.80$$

$$F= 1.08 \text{ in}^{-1}$$

Con este factor leer en la gráfica 4.5, dando un diámetro óptimo de :

$$D = 1.2 \text{ ft.}$$

Como la placa de fabricación de los recipientes vienen cortadas de $\frac{1}{2}$ ft en $\frac{1}{2}$ ft, fijamos el diámetro del recipiente de 1.5 ft.

F).- Calcular la longitud del recipiente .

La relación óptima de longitud entre diámetro es

$$\frac{L}{D} = 3$$

Despejando L de la ecuación anterior, tenemos :

$$L=3*D$$

$$L=3*1.5 = 4.5 \text{ ft.}$$

SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR

TANQUE ACUMULADOR DE LA MEZCLA DE BUTENOS.

CLAVE : FA - 405.

A) Tiempo de residencia.

Si se considera que el personal de la planta ésta entrenado y que tiene una instrumentación buena (Tabla 4.1 y 4.2),se aplican los factores correspondientes ,para obtener el tiempo de residencia.:

$$T_r=5*1.2*1$$

$$T_r= 6 \text{ min.}$$

B)Volumen total del liquido y el vapor.

$$2082 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{\text{hr.}}{60\text{min.}} * \frac{\text{m}^3}{210\text{Kg}} * 6\text{min.} = 1\text{m}^3$$

y considerando que el nivel máximo encontrado del liquido está a una altura de 0.85D, que corresponde aproximadamente al 90 % del volumen total:

$$\frac{1\text{m}^3}{0.9} = 1.11\text{m}^3 (39 \text{ ft}^3)$$

Con un $V = 39 \text{ ft}^3$, se usa para la obtención del diámetro a partir de la gráfica de Abakians.

C) Diámetro óptimo.

Para encontrar el diámetro óptimo, se utiliza la figura 4.5 ,en la cual se muestra el diámetro en función del volumen total V y de un factor F.

Este factor F, se calcula por:

$$F = \frac{P_D}{C * S * E}$$

Sustituyendo valores tenemos:

$$F = \frac{117 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}}{0.125 * 10300 * 0.8} = 0.120 \text{ in}^{-1}$$

leyendo en la gráfica tenemos un diámetro de:

$$D = 2.5 \text{ ft } (0.762 \text{ m})$$

D) Longitud.

Con este dato se calcula el área total :

$$A_T = \frac{\Pi * D^2}{4}$$

$$A_T = \frac{\Pi * (0.762)^2}{4}$$

$$A_T = 0.4645 \text{ m}^2$$

$$L = \frac{V}{A_T} = \frac{1\text{m}^3}{0.4645\text{m}^2}$$

$$L = 2.15 \text{ m} = 7 \text{ ft}$$

TANQUE SEPARADOR DE HIDROGENO
CLAVE : FA-406.

A) Tiempo de residencia.

$$T_r = 15 * 1.2 * 1$$

$$T_r = 18 \text{ min.}$$

B) Volumen total del liquido y vapor.

$$1461 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} * \frac{\text{m}^3}{30 \text{ Kg}} * 18 \text{ min} = 14.61 \text{ m}^3$$

$$\frac{14.61 \text{ m}^3}{0.9} = 16.23 \text{ m}^3 = 573 \text{ ft}^3$$

C) Diámetro óptimo

$$F = \frac{117 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}}{0.125 * 10300 * 0.80}$$

$$F = 0.10 \text{ in}$$

$$D = 4.8 \text{ ft}$$

Redondeando al diámetro comercial más próximo, tenemos :

$$D = 5 \text{ ft (1.524 m).}$$

D) Longitud.

$$A_T = \frac{\Pi * 1.524 \text{ m}^2}{4}$$

$$A_T = 1.82 \text{ m}^2$$

Calcular la longitud

$$L = \frac{14 \text{ m}^3}{1.82 \text{ m}^2} = 7.7 \text{ m}$$

Como la longitud del recipiente es demasiado grande ,utilizamos el criterio $L/D=3$,por lo que tenemos:

$$L=3*D$$

$$L=3*(5\text{ft})= 15 \text{ ft} = 4.572 \text{ m}$$

=====

TANQUE ACUMULADOR DE MEK.
CLAVE :FA-406.

A) Tiempo de residencia.

$$T_r = 5 * 1.2 * 1.0 = 6 \text{ min.}$$

B) Volumen total del liquido y el vapor.

$$1365 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} * \frac{\text{m}^3}{125 \text{ Kg}} * 6 \text{ min} = 1.09 \text{ m}^3$$

$$\frac{1.09 \text{ m}^3}{0.9} = 1.21 \text{ m}^3 = 43 \text{ ft}^3$$

C) Diámetro óptimo.

$$F = \frac{58 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}}{0.125 * 10300 * 0.80} = 0.05 \text{ in}^{-1}$$

$$D = 3 \text{ ft} = 0.915 \text{ m}$$

D).- Longitud

$$L = \frac{1.09 \text{ m}^3}{0.6575 \text{ m}^2} = 1.65 \text{ m}$$

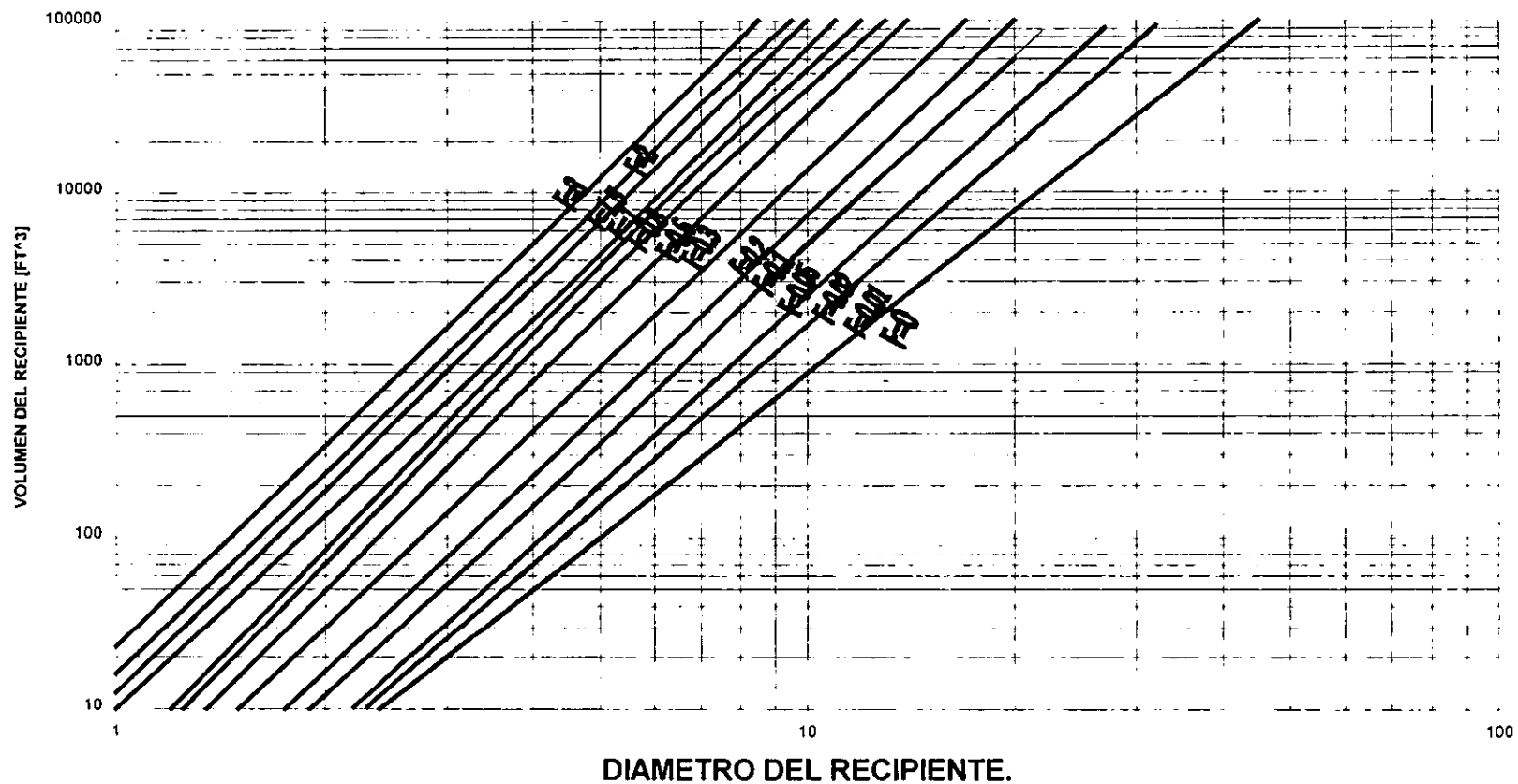
$$A_r = \frac{\Pi * 0.915^2 \text{ m}}{4} = 0.6575 \text{ m}^2$$

Calcular la longitud

$$L = \frac{V}{A_r} = \frac{1.09 \text{ m}^3}{0.6575 \text{ m}^2}$$

$$L = 1.52 \text{ m.}$$

FIG.4.1 DIAGRAMA DE ABAKIAN'S



MEMORIA DE CALCULO PARA BOMBAS.

No es tarea del ingeniero Químico diseñar mecánicamente una bomba, sin embargo, es responsable de la selección de la misma.

A continuación se presenta el método ordenado, para seleccionar la mejor bomba para un sistema determinado.

Método ordenado para la selección de bombas.

1.- Datos necesarios.

1.1.- Líquido

Densidad y viscosidad a la temperatura de trabajo.

1.2.- Flujo (Q), velocidad (v) o diámetro interno de la tubería (D).

Si no se conoce la velocidad, se utiliza el valor recomendado reportado en la literatura.

Cuando se tiene el valor de dos variables se calcula el valor de la tercera por medio de: $Q = v * A$

donde:

A = Área transversal de tubería y se calcula como:

$$A = \pi * D^2 / 4$$

2.- Definición del sistema.

En este punto se debe indicar, la longitud recta de tubería y la longitud equivalente de accesorios y equipos. Se define como punto 1 el origen y el punto 2 como destino del líquido a bombear.

3.- Realizando un balance de energía (Bernoulli).

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{Z_1 g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - W_f + Q = \frac{P_2}{\rho} + \frac{Z_2 g}{gc} + \frac{v_2^2}{2gc} + \sum H_{fs}$$

en donde:

P = Presión en los puntos 1 y 2.

Z = Altura con respecto a un punto en común y arbitrario.

v = Velocidad en los niveles de entrada y salida del líquido.

g = Constante de aceleración de la gravedad.

-W_f = Trabajo que proporciona la bomba al sistema (Cabeza).

Q = Transferencia de calor al sistema.

∑H_{fs} = Fricciones totales en el sistema.

$$\Sigma Hfs = \frac{f_D * v^2 * L}{2 * gc * D}$$

En donde :

L = Longitud recta + longitud equivalente de accesorios.

F_D = factor de Darcy.

Reagrupando términos y despreciando algunos términos del balance, tenemos:

$$-W_f = (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + \frac{f_D * v^2 * L}{2 * gc * D}$$

*

4.- A partir del punto 3 se obtiene $-W_f$ ó cabeza de la bomba (H).

5.- Si se cuenta con curvas de bombas proporcionadas por el fabricante ,con los datos de Q y H ,se puede seleccionar la mejor bomba que requiere el sistema ,buscando siempre que ésta sea la más eficiente .

Bomba de recirculación de la fase orgánica.

CLAVE : GA-401.

DATOS

$$Z_2 = 50 \text{ ft}$$

$$P_2 = 1205 \text{ Psi}$$

$$\rho = 30.3 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 -$$

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$P_1 = 882 \text{ Psi}$$

$$Q = 6.58\text{E-}2 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

1.- Calcular las pérdidas por fricción.

$$Q = V * A$$

$$Q = \frac{V * \Pi * D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 * Q}{V * \Pi}}$$

Sustituyendo valores

$$D = \sqrt{\frac{4 * 6.58E - 2 \frac{ft^3}{seg.}}{6 \frac{ft}{seg.} * 3.1416}}$$

D = 0.1181 ft = 1.42 in

De la tabla 4.6 que muestra dimensiones de tubería cedula 40 ,tenemos

$D_N = 1 \frac{1}{2} in$

Por lo tanto el Di = 1.610 in = 0.1342 ft

**TABLA
DIMENSIONES DE TUBERÍA DE ACERO.
CEDULA 40.**

Diám. Nominal	Diám. Externo.		Espesor de pared		Diám. Interno.		Area de Flujo	
	(in)	(mm)	(in)	(mm)	(in)	(mm)	(ft ²)	(m ²)
1/8	0.405	10.3	0.068	1.73	0.269	6.8	3.94E-4	3.6E-5
1/4	0.540	13.7	0.088	2.24	0.364	9.2	7.23E-4	6.7E-5
3/8	0.675	17.1	0.091	2.31	0.493	12.5	1.33E-3	1.23E-4
1/2	0.840	21.3	0.109	2.77	0.622	15.8	2.1E-3	1.96E-4
3/4	1.050	26.7	0.113	2.87	0.824	20.9	0.003	3.43E-4
1	1.315	33.4	0.133	3.38	1.049	26.6	0.006	5.5E-3
1 1/4	1.660	42.2	0.140	3.56	1.380	35.1	0.010	9.6E-3
1 1/2	1.900	48.3	0.145	3.68	1.610	40.9	0.014	1.3E-3
2	2.375	60.3	0.154	3.91	2.067	52.5	0.023	2.1E-3
2 1/2	2.875	73.0	0.203	5.16	2.469	62.7	0.033	3.0E-3
3	3.500	88.9	0.216	5.49	3.068	77.9	0.051	4.7E-3
3 1/2	4.000	101.6	0.226	5.74	3.548	90.1	0.068	6.3E-3
4	4.500	114.6	0.237	6.02	4.026	102.3	0.088	8.2E-3
5	5.563	141.3	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	1.2E-2
6	6.625	168.3	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	1.8E-2
8	8.625	219.1	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3472	3.2E-2
10	10.750	273.1	0.365	9.27	10.020	254.5	0.5479	5.0E-2
12	12.750	323.9	0.406	10.31	11.938	303.2	0.7771	7.2E-2
14	14.000	355.6	0.437	11.10	13.126	333.4	0.9396	8.7E-2
16	16.000	406.4	0.500	12.70	15.000	381.0	1.227	0.1140
18	18.000	457.2	0.562	14.27	16.876	428.7	1.553	0.1443
20	20.000	508.0	0.593	15.06	18.814	477.9	1.931	0.1794
24	24.000	609.6	0.687	17.45	22.626	574.7	2.792	0.2594

3.- Calcular el Número de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{V * D * \rho}{\mu}$$

Sustituyendo valores tenemos

$$\mu = 0.05cp \left(\frac{6.72E-4 \frac{lb}{ftseg.}}{1cp} \right) = 33.6E-6 \frac{lb}{ftseg}$$

$$Re = \frac{6 \frac{ft}{seg} * 0.1342 ft * 30.3 \frac{lb}{ft^3}}{33.6E-6 \frac{lb}{ftseg}} = 726118$$

La rugosidad del material (acero comercial) lo podemos encontrar en la literatura (tabla 4.7).

$$\epsilon = 1.5E-4 ft$$

**TABLA 4.7.
RUGOSIDAD DE ALGUNOS MATERIALES.**

Material	Rugosidad, (m)	Rugosidad, (ft)
Vidrio,Plastico		
Cobre,latón,plomo.	1.5E-6	5E-6
Hierro fundido	2.4E-4	8E-4
Hierro fundido-asfalto cubierto.	1.2E-4	4E-4
Acero comercial ó	4.6E-5	1.5E-4
Hierro forjado.	4.6E-6	1.5E-4
Acero forjado.	1.8E-3	6E-3
Concreto.	1.2E-3	4E-3

Con el diámetro y la rugosidad ,calculamos la rugosidad relativa (D/ε) .

$$\left(\frac{D}{\epsilon} \right) = \frac{0.1342 ft}{1.5E-4 ft} = 894$$

En el diagrama de Moody (figura 4.2), utilizando el Reynolds, la rugosidad relativa (D/ϵ), encontramos el factor de fricción (f_D).

Leyendo en la gráfica, tenemos

$$f_D = 0.02$$

procedemos a calcular las perdidas por fricción

$$\Sigma F = 0.02 \frac{230 \frac{lb_f}{lb_m} * \left(6 \frac{ft}{seg.}\right)^2}{0.1342 ft * 2 * 32.2 \frac{lb_f}{lb_m}}$$

$$\Sigma F = 19.17 ft \frac{lb_f}{lb_m}$$

2.- Procedemos a calcular la caída de presión

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{\left(1205 \frac{lb_f}{in^2} - 882 \frac{lb_f}{in^2}\right) \left(12 \frac{in}{ft}\right)^2}{30.3 \frac{lb_m}{ft^3}}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 1535 ft \frac{lb_f}{lb_m}$$

Sustituyendo todos los valores en la ecuación tenemos

$$-W_f = 50 ft \frac{lb_f}{lb_m} + 1535 ft \frac{lb_f}{lb_m} + 20 ft \frac{lb_f}{lb_m}$$

$$-W_f = 1605 ft \frac{lb_f}{lb_m}$$

Procedemos a calcular la potencia hidráulica de la bomba.

$$-W_f = 1605 ft \frac{lb_f}{lb_m} * 6 \frac{ft}{seg} * 0.0142 ft^{2''} * 30.3 \frac{lb_m}{ft^3} * \frac{1 HP}{550 ft \frac{lb_f}{seg}}$$

$$-W_f = 8 HP.$$

Las bombas GA-402,GA-403,GA-404 tienen las mismas condiciones de operación que la bomba GA-401, manejan flujos similares , por lo que tienen una potencia aproximadamente de 8 HP.

De forma similar se procedió a calcular las demás bombas.

**Bomba de reflujo de butenos a la torre DA-402
GA-406.**

DATOS:

$Q = 0.033 \text{ ft}^3/\text{seg.}$
 $P_2 = 1205 \text{ lb/in}^2$
 $Z_2 = 100 \text{ ft}$

$\rho = 32.4 \text{ lb/ft}^3$
 $P_1 = 132 \text{ lb/in}^2$
 $Z_1 = 0 \text{ ft.}$

$$D = \sqrt{\frac{4 * 0.06345 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{6 * 3.1416}}$$

D = 0.087

$D_N = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$
 $A_f = 0.01039 \text{ ft}^2$

$D_i = 1.38 \text{ in} = 0.115 \text{ ft.}$

Re = 27,945

$\frac{D}{E} = 894$

$f_D = 0.021$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{\left(1205 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2} - 132 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2} \right) * 12 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} + 100 \text{ ft } \frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m} + 20.41 \text{ ft } \frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m}}{30.3 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}}$$

$W_f = 4,888 \text{ ft } \frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m}$
-W = 9 HP.

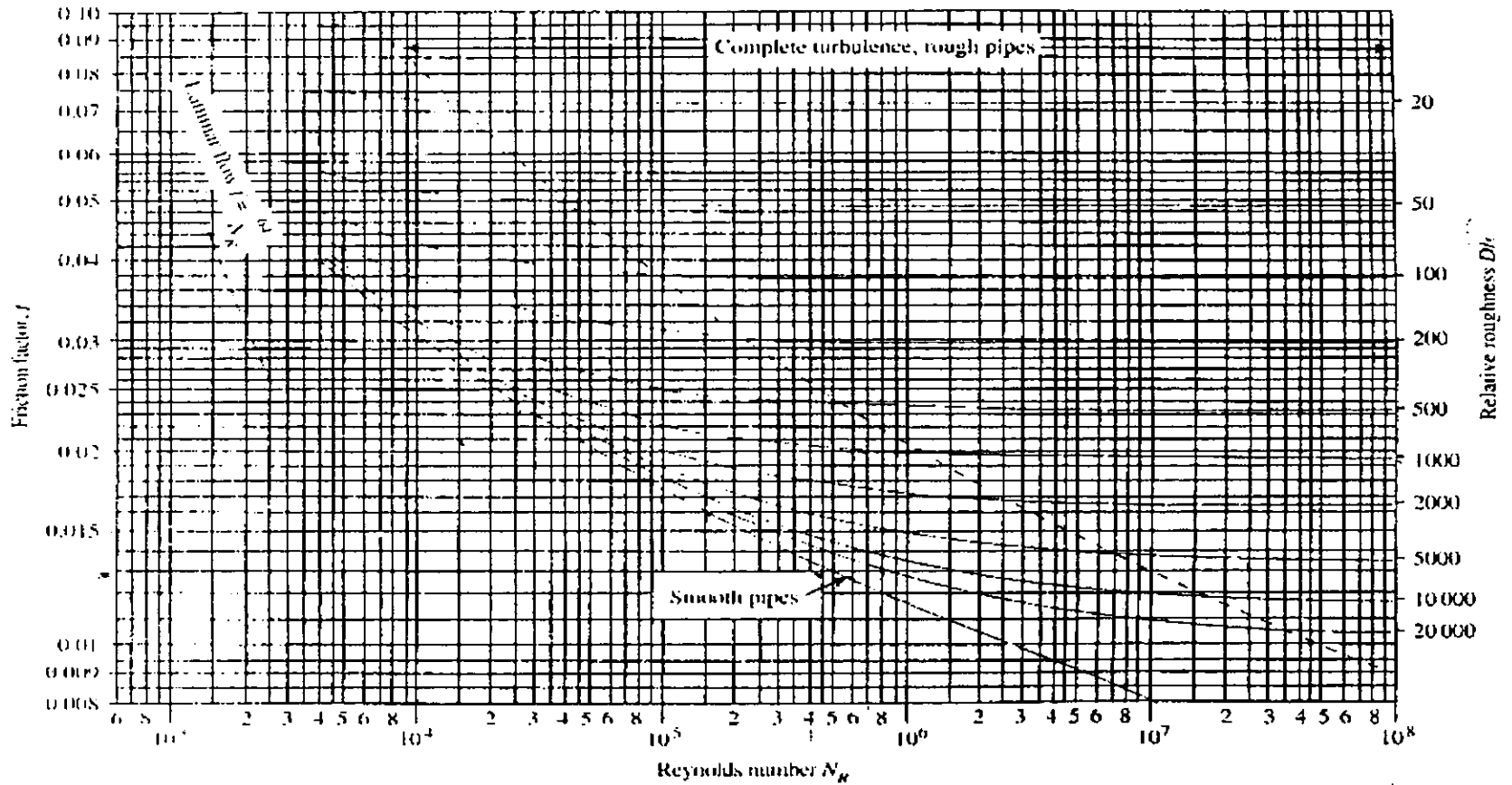


FIGURA 4.2 Moody's diagram. (Source: Pao, R. H. F. 1961. *Fluid Mechanics*. New York: John Wiley & Sons, p. 284.)

APÉNDICE 2

CAMBIADORES DE CALOR

Para el cálculo de cambiadores de calor en este trabajo, se utilizó un software de computo llamado Engineer's Aide proporcionado por el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP).

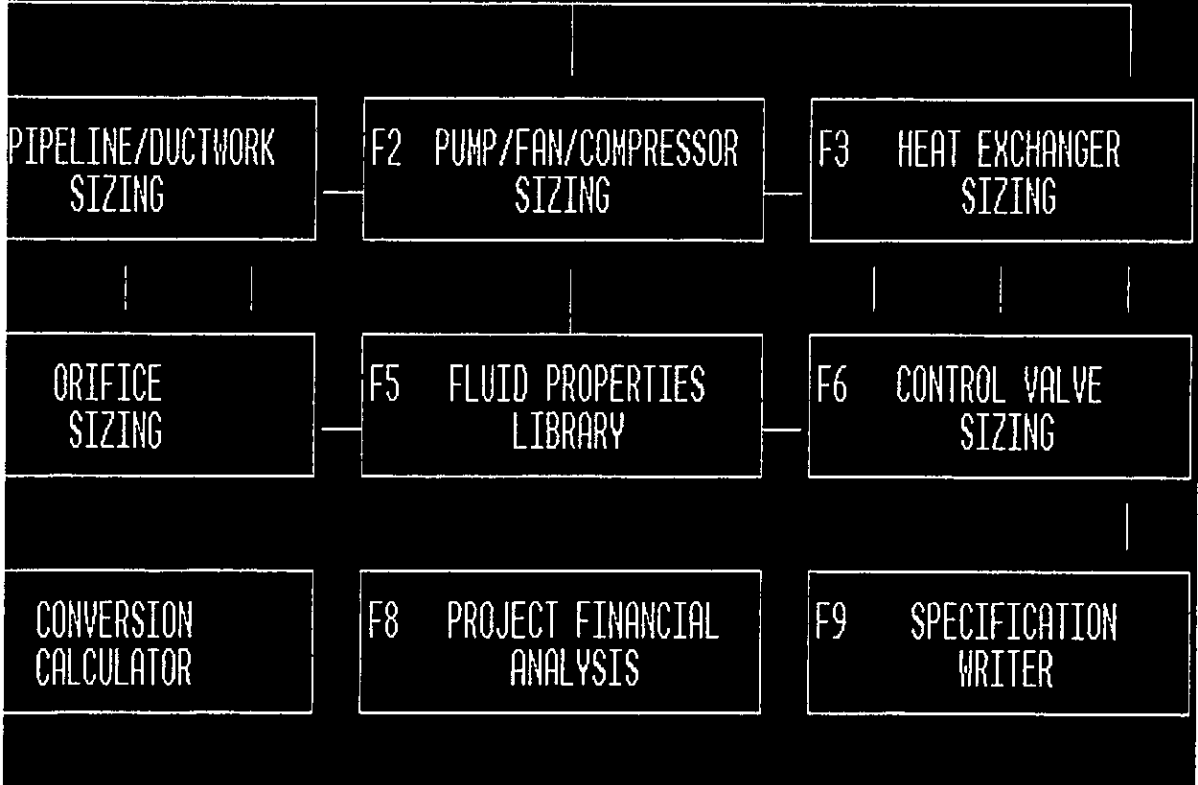
Este Software además se utiliza en la especificación de bombas, compresores, posee también una librería de propiedades de los fluidos, etc.

Sus principales aplicaciones se muestran en la figura siguiente:



FILE 13:09 07-18

ENGINEER'S AIDE
PROCESS ENGINEERING SOFTWARE



PRECALENTADOR DE AGUA(EA-401).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	103.78
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	3.93
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	165.63
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	67500.00

EXCHANGER FLUID CONDITIONS:

	SHELLSIDE	TUBESIDE
FLUID STATE	WATER	WATER
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	0.50	1.20
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	77.0	356.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	212.0	285.7
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	62.19	58.80
VISCOSITY, CENTIPOISE	1.000	1.000
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	18.0	18.0
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	1.00	0.80
LATENT HEAT, BTU/LB	0.00	0.00
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.33	0.24
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.001000000	0.001000000
PRESSURE DROP, PSI	0.00	1.23
REYNOLDS NUMBER		12213
TUBE VELOCITY, FT/SEC		2.70

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

NUMBER OF TUBES/SHELL	2
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.620
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.750
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	0.95
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	TRIANGULAR
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	1.82
SHELL LENGTH, FEET	10.00
BAFFLE SPACING, INCHES	5.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

CALENTADOR DE AGUA(EA-402).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	79.82
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	23.56
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	33.50
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	63000.00

EXCHANGER FLUID CONDITIONS:

	SHELLSIDE	TUBESIDE
FLUID STATE	WATER	STEAM
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	0.50	0.07
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	212.0	341.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	338.0	341.0
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	0.04	0.26
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.011	0.010
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	18.0	18.0
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	1.00	0.41
LATENT HEAT, BTU/LB	0.00	868.00
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.00	0.00
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.001000000	0.001000000
PRESSURE DROP, PSI	2.60	0.04
REYNOLDS NUMBER		15836
TUBE VELOCITY, FT/SEC		10.19

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

NUMBER OF TUBES/SHELL	12
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.482
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.750
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	1.00
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	SQUARE
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	4.22
SHELL LENGTH, FEET	10.00
BAFFLE SPACING, INCHES	5.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

=====

CALENTADOR DE N-BUTENOS(EA-403).

=====

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

=====

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	6.91
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	435.63
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	90.27
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	271600.00

=====

EXCHANGER FLUID CONDITIONS:	SHELLSIDE	TUBESIDE
-----------------------------	-----------	----------

=====

FLUID STATE	LIQUID	LIQUID
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	8.00	2.40
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	365.0	158.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	330.0	313.0
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	7.34	15.43
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.100	0.100
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	61.8	56.1
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	0.97	0.73
LATENT HEAT, BTU/LB	0.00	0.00
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.01	0.03
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.001000000	0.001000000
PRESSURE DROP, PSI	1.46	0.00
REYNOLDS NUMBER		3347
TUBE VELOCITY, FT/SEC		0.20

=====

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

=====

NUMBER OF TUBES/SHELL	104
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.870
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	1.000
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	0.90
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	TRIANGULAR
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	15.53
SHELL LENGTH, FEET	16.00
BAFFLE SPACING, INCHES	5.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

=====

INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA N-BUTENOS(EA-404).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	21.78
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	318.35
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	29.91
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	207360.02

EXCHANGER FLUID CONDITIONS:

SHELLSIDE

TUBESIDE

FLUID STATE	LIQUID	STEAM
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	2.40	0.24
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	230.0	341.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	338.0	341.0
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	15.43	0.30
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.100	0.110
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	56.1	18.0
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	0.80	0.41
LATENT HEAT, BTU/LB	0.00	877.90
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.03	0.00
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.001000000	0.001000000
PRESSURE DROP, PSI	0.07	0.00
REYNOLDS NUMBER		410
TUBE VELOCITY, FT/SEC		1.39

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

NUMBER OF TUBES/SHELL	76
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.870
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	1.000
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	1.00
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	SQUARE
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	13.40
SHELL LENGTH, FEET	16.00
BAFFLE SPACING, INCHES	5.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

ENFRIADOR DE N-BUTENOS(EA-405).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	35.78
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	23.56
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	184.49
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	155520.02

EXCHANGER FLUID CONDITIONS:

	SHELLSIDE	TUBESIDE
FLUID STATE	LIQUID	LIQUID
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	2.40	7.70
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	86.0	330.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	176.0	304.8
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	15.60	37.00
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.160	0.100
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	56.1	69.5
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	0.72	0.80
LATENT HEAT, BTU/LB	0.00	0.00
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.03	0.08
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.001000000	0.001000000
PRESSURE DROP, PSI	0.14	4.02
REYNOLDS NUMBER		168005
TUBE VELOCITY, FT/SEC		7.60

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

NUMBER OF TUBES/SHELL	12
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.482
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.750
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	1.00
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	SQUARE
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	4.22
SHELL LENGTH, FEET	10.00
BAFFLE SPACING, INCHES	5.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

CONDENSADOR DE LA MEZCLA DE BUTENOS(EA-406).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	43.54
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	37.70
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	71.28
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	117000.00

EXCHANGER FLUID CONDITIONS: SHELLSIDE TUBESIDE

FLUID STATE	GAS	WATER
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	5.00	3.50
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	176.0	70.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	140.0	103.4
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	0.02	62.30
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.100	1.000
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	69.0	18.0
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	0.65	1.00
LATENT HEAT, BTU/LB	144.00	0.00
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.00	0.33
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.003000000	0.001500000
PRESSURE DROP, PSI	7.75	0.39
REYNOLDS NUMBER		5937
TUBE VELOCITY, FT/SEC		1.24

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

NUMBER OF TUBES/SHELL	12
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.620
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.750
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	1.00
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	SQUARE
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	4.22
SHELL LENGTH, FEET	16.00
BAFFLE SPACING, INCHES	24.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

CALENTADOR DE LA MEZCLA DE BUTENOS(EA-408).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	66.13
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	83.78
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	52.79
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	292499.97

EXCHANGER FLUID CONDITIONS:

SHELLSIDE

TUBESIDE

FLUID STATE	LIQUID	STEAM
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	5.00	0.31
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	140.0	250.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	230.0	250.0
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	38.00	0.06
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.100	0.030
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	69.0	18.0
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	0.65	0.45
LATENT HEAT, BTU/LB	0.00	952.50
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.07	0.00
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.001000000	0.001000000
PRESSURE DROP, PSI	0.24	0.12
REYNOLDS NUMBER		7424
TUBE VELOCITY, FT/SEC		34.42

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

NUMBER OF TUBES/SHELL	20
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.870
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	1.000
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	1.00
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	SQUARE
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	7.15
SHELL LENGTH, FEET	16.00
BAFFLE SPACING, INCHES	5.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

VAPORIZADOR DE SBA (EA-409).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	59.57
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	117.29
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	64.92
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	453600.03

EXCHANGER FLUID CONDITIONS: SHELLSIDE TUBESIDE

FLUID STATE	GAS	STEAM
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	3.50	0.53
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	176.0	368.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	356.0	368.0
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	0.39	0.36
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.150	0.036
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	74.0	18.0
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	0.72	0.50
LATENT HEAT, BTU/LB	0.00	854.00
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.00	0.00
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.003000000	0.001500000
PRESSURE DROP, PSI	9.76	0.03
REYNOLDS NUMBER		7644
TUBE VELOCITY, FT/SEC		7.09

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

NUMBER OF TUBES/SHELL	28
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.870
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	1.000
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	1.00
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	SQUARE
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	8.38
SHELL LENGTH, FEET	16.00
BAFFLE SPACING, INCHES	5.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

CONDENSADOR DE SBA y MEK (EA-410).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F.	51.15
TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET	81.68
LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F.	150.43
TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR	628424.94

EXCHANGER FLUID CONDITIONS:

SHELLSIDE

TUBESIDE

FLUID STATE	GAS	WATER
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	3.50	12.00
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	482.0	70.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	140.0	122.4
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	0.05	62.40
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.100	1.000
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	38.0	18.0
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	0.52	1.00
LATENT HEAT, BTU/LB	242.00	789.00
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.00	0.33
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.001000000	0.001000000
PRESSURE DROP, PSI	7.04	0.89
REYNOLDS NUMBER		9395
TUBE VELOCITY, FT/SEC		1.96

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

NUMBER OF TUBES/SHELL	26
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.620
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.750
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	0.85
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	TRIANGULAR
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	6.07
SHELL LENGTH, FEET	16.00
BAFFLE SPACING, INCHES	12.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

VAPORIZADOR DE MEK (EA-411).

SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER, THERMODYNAMIC SUMMARY:

OVERALL TRANSFER COEFFICIENT, BTU/HR/SQ FT/DEG.F. 66.90
 TOTAL HEAT EXCHANGE AREA IN SQUARE FEET 54.98
 LOGARITHMIC TEMPERATURE DIFFERENCE, DEGREES F. 18.50
 TOTAL HEAT EXCHANGED IN BTU/HR 68040.00

EXCHANGER FLUID CONDITIONS: SHELLSIDE TUBESIDE

FLUID STATE	GAS	STEAM
FLOWRATE, 1000 POUNDS/HOUR	3.50	0.07
TEMPERATURE IN, DEGREES FAHRENHEIT	140.0	182.0
TEMPERATURE OUT, DEGREES FAHRENHEIT	176.0	182.0
DENSITY, POUNDS/CUBIC FT	0.10	0.03
VISCOSITY, CENTIPOISE	0.250	0.036
MOLECULAR WEIGHT, LBS/LB MOLE	72.0	18.0
SENSIBLE HEAT, BTU/LB/DEG.F.	0.54	0.50
LATENT HEAT, BTU/LB	0.00	988.00
THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	0.00	0.00
FOULING FACTOR, (HR)(SQ.FT)(DEG.F)/BTU	0.001000000	0.001000000
PRESSURE DROP, PSI	7.74	0.10
REYNOLDS NUMBER		1789
TUBE VELOCITY, FT/SEC		41.45

HEAT EXCHANGER DESIGN AND SPECIFICATIONS

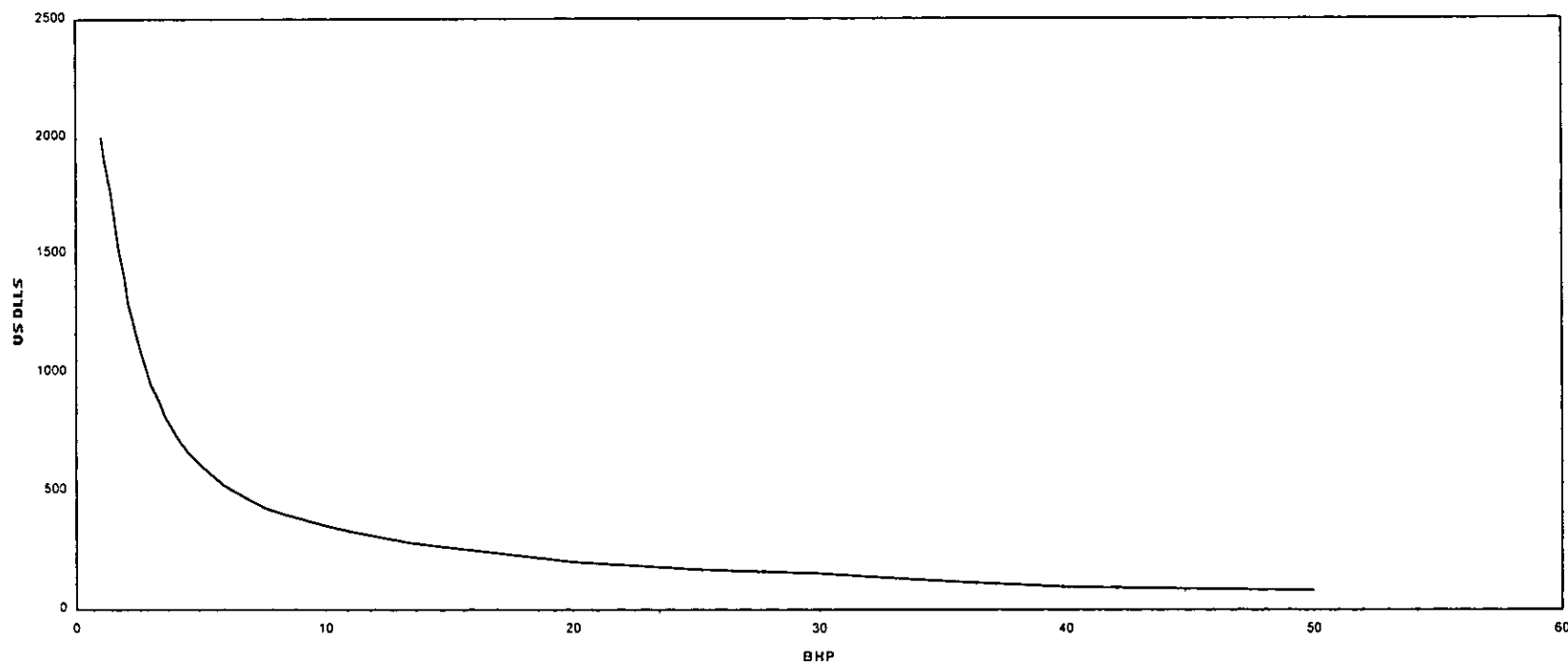
NUMBER OF TUBES/SHELL	28
INSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.482
OUTSIDE TUBE DIAMETER, INCHES	0.750
NUMBER OF TUBE PASSES/SHELL	2
FT, LMTD CORRECTION FACTOR	1.00
TUBE THERMAL CONDUCTIVITY, BTU/HR/FT/DEG.F.	26.00
TUBE ORIENTATION	HORIZONTAL
TUBE PITCH	TRIANGULAR
TUBE TYPE	STRAIGHT
NUMBER OF SHELLS/UNIT	1
INSIDE SHELL DIAMETER, INCHES	6.28
SHELL LENGTH, FEET	10.00
BAFFLE SPACING, INCHES	8.0
SHELL FLOW	COUNTER-CURRENT/CROSS FLOW

APÉNDICE 3**NOMOGRAMAS PARA ESTIMADO DE
COSTO DE EQUIPO DE PROCESO.**

Para la estimación de costos del equipo principal que interviene en la producción de MEK se utilizaron nomogramas para el estimado del costo del equipo de proceso proporcionado por el departamento de costos del IMP.

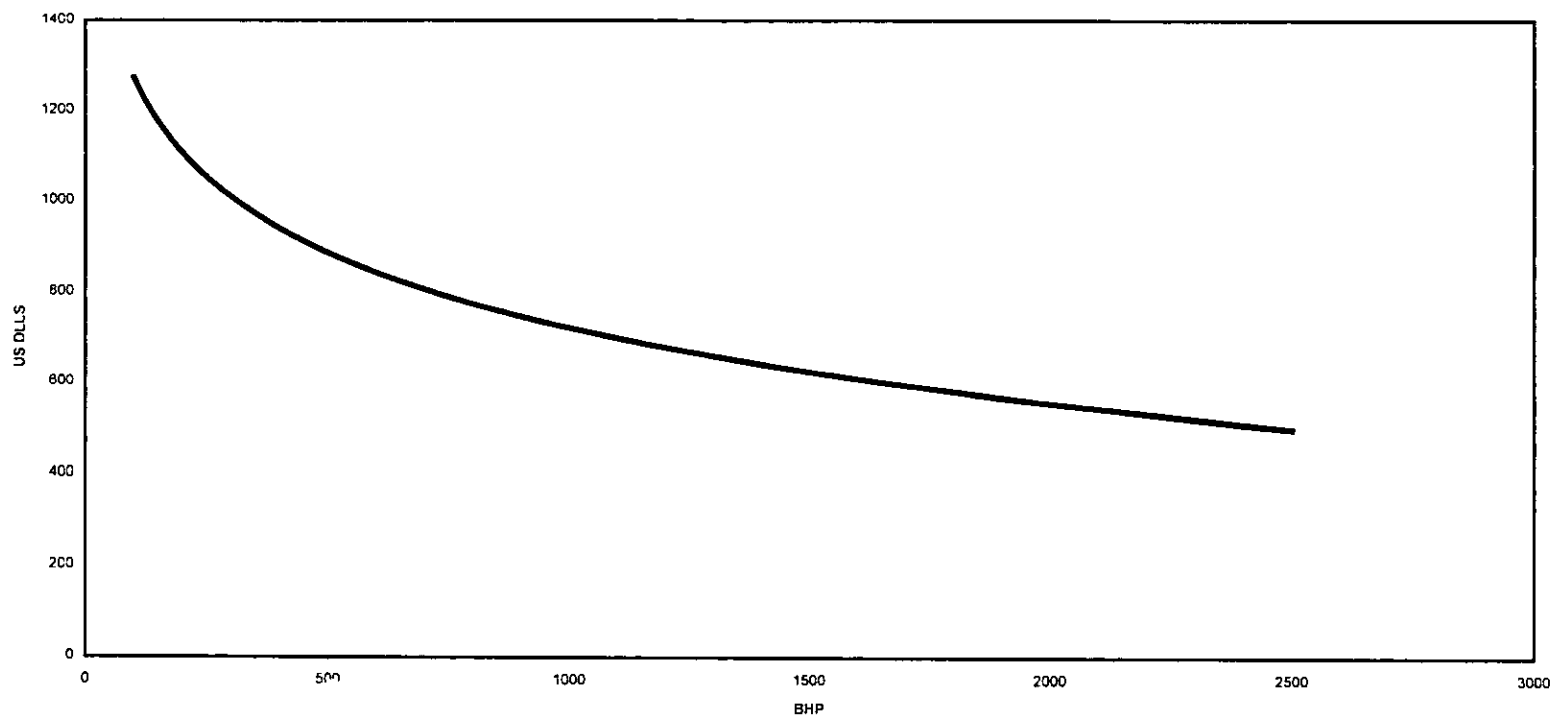
Los nomogramas para cambiadores de calor, torres y recipientes ,bombas, compresores, calentadores a fuego directo , turbinas, etc. Su utilización en este trabajo se muestran más adelante, además de la utilización de nomogramas para internos de torres (platos y eliminadores de niebla) y para motores eléctricos

COMPRESORES CENTRIFUGOS



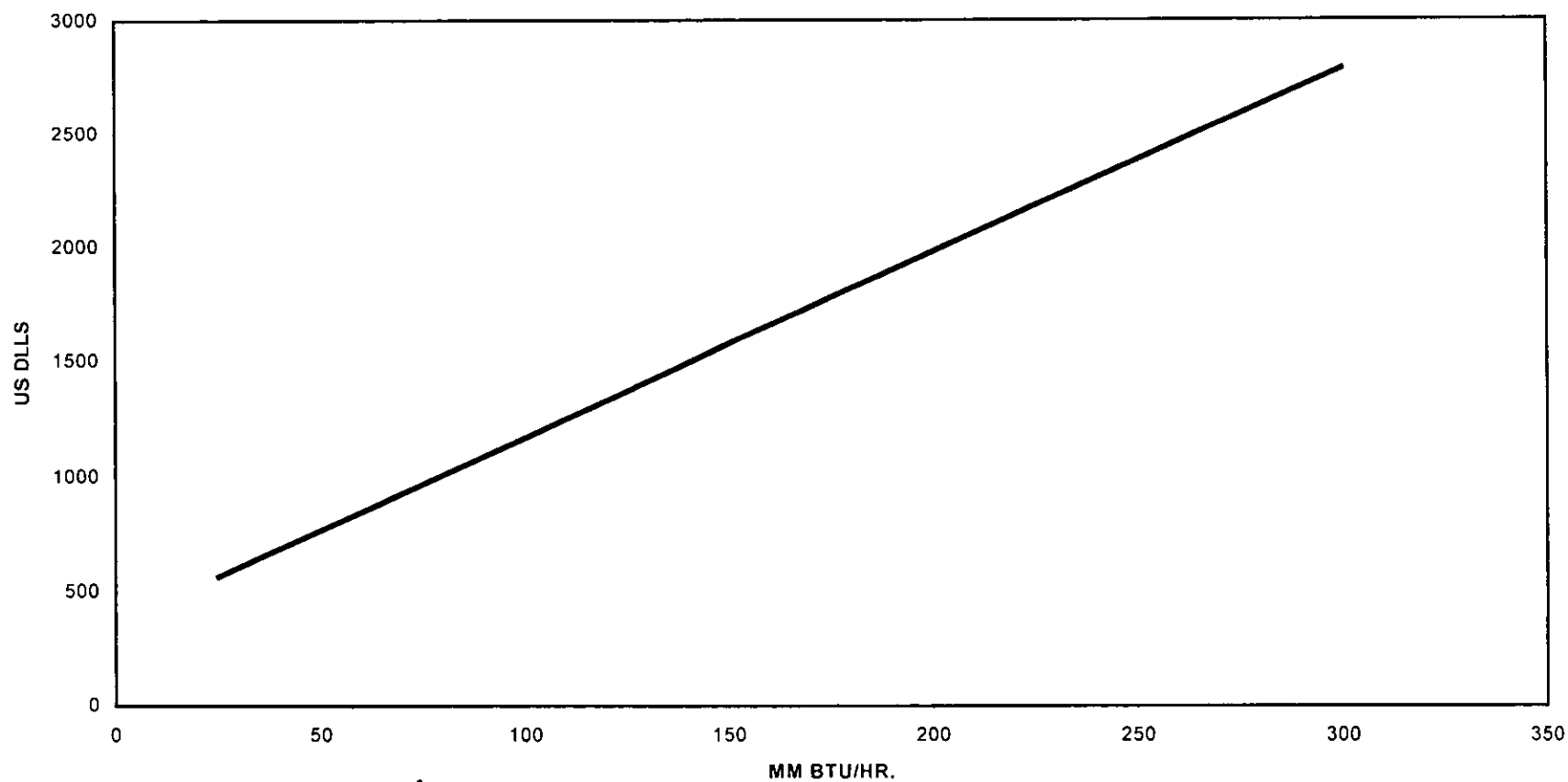
TIPO : HORIZONTAL

COMPRESORES RECIPROCANRES



ECUACIÓN : (COSTO EN US DLLS) = 4,191 (BHP)^{-0.2621}

RANGO : 90 - 2,300 BHP.

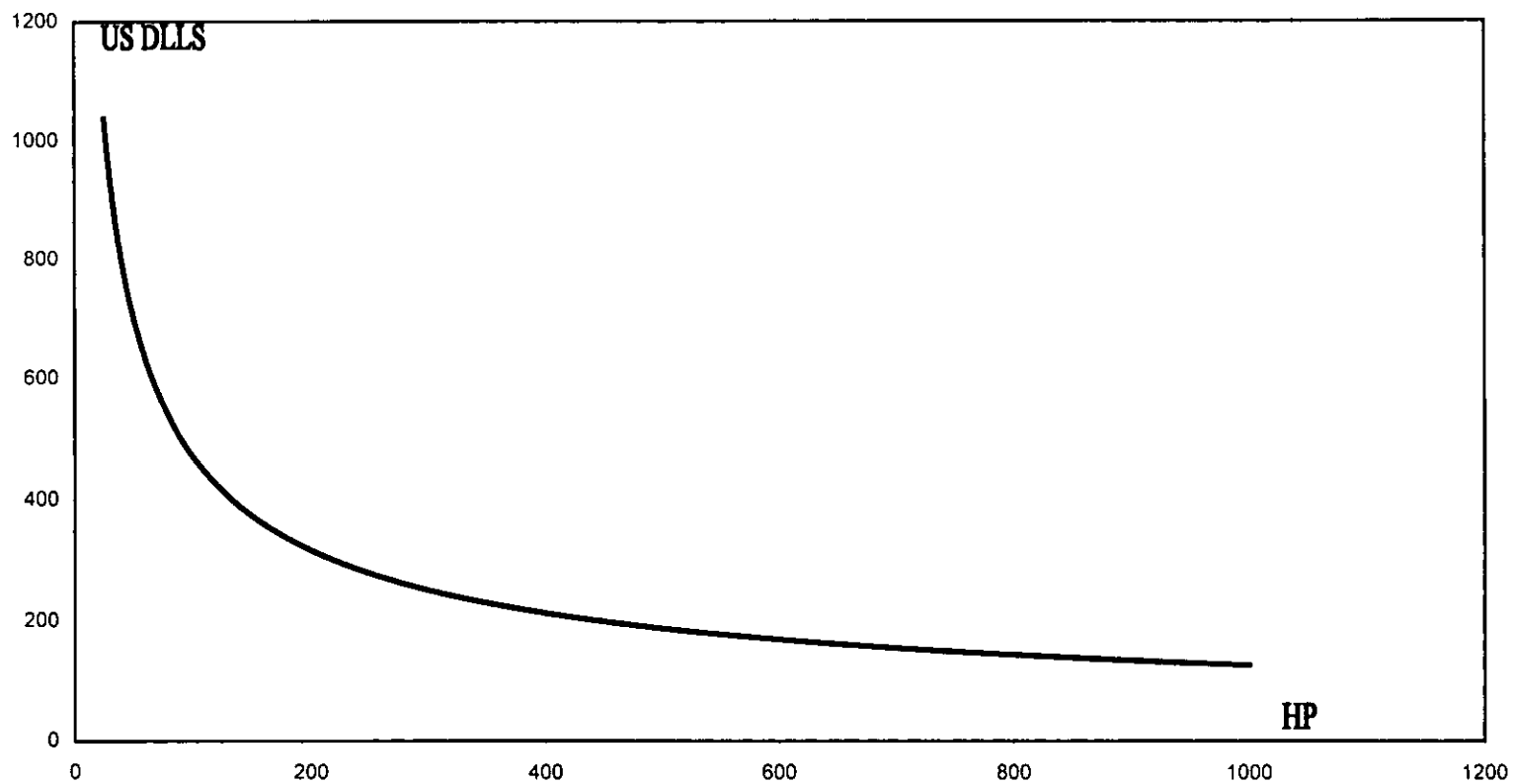
CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

MATERIALES DE IMPORTACIÓN :

ECUACIÓN : (COSTO EN US DLLS) = 24,251 + 7,416 (MMBTU/HR.)

RANGO : 15 - 300 MMBTU/HR.

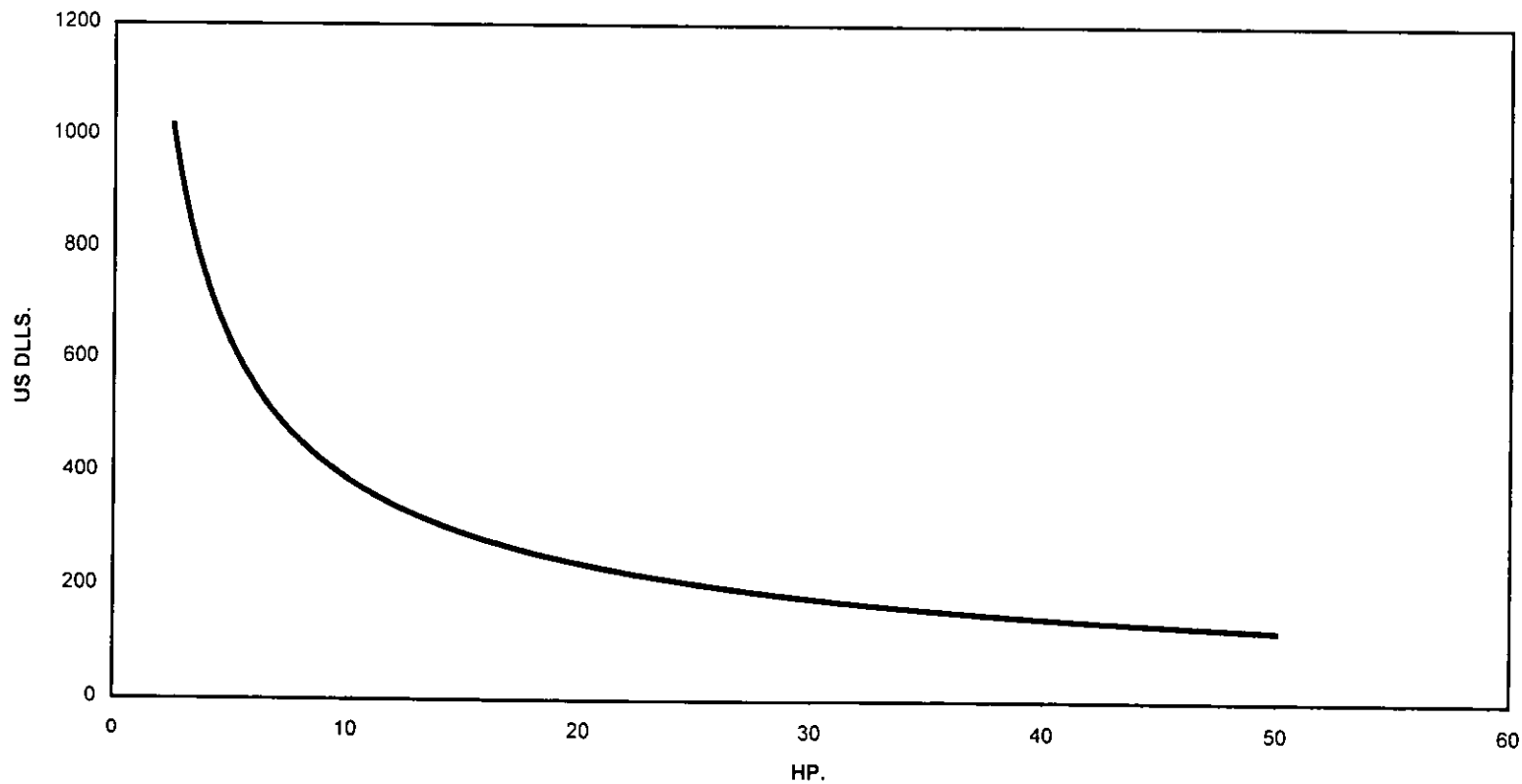
TURBINAS DE VAPOR (ACCIONADORES DE BOMBAS).



ECUACIÓN : (COSTO EN US DLLS) = 5,140 (HP)^{-0.5342}

RANGO : 5 - 1,000 HP

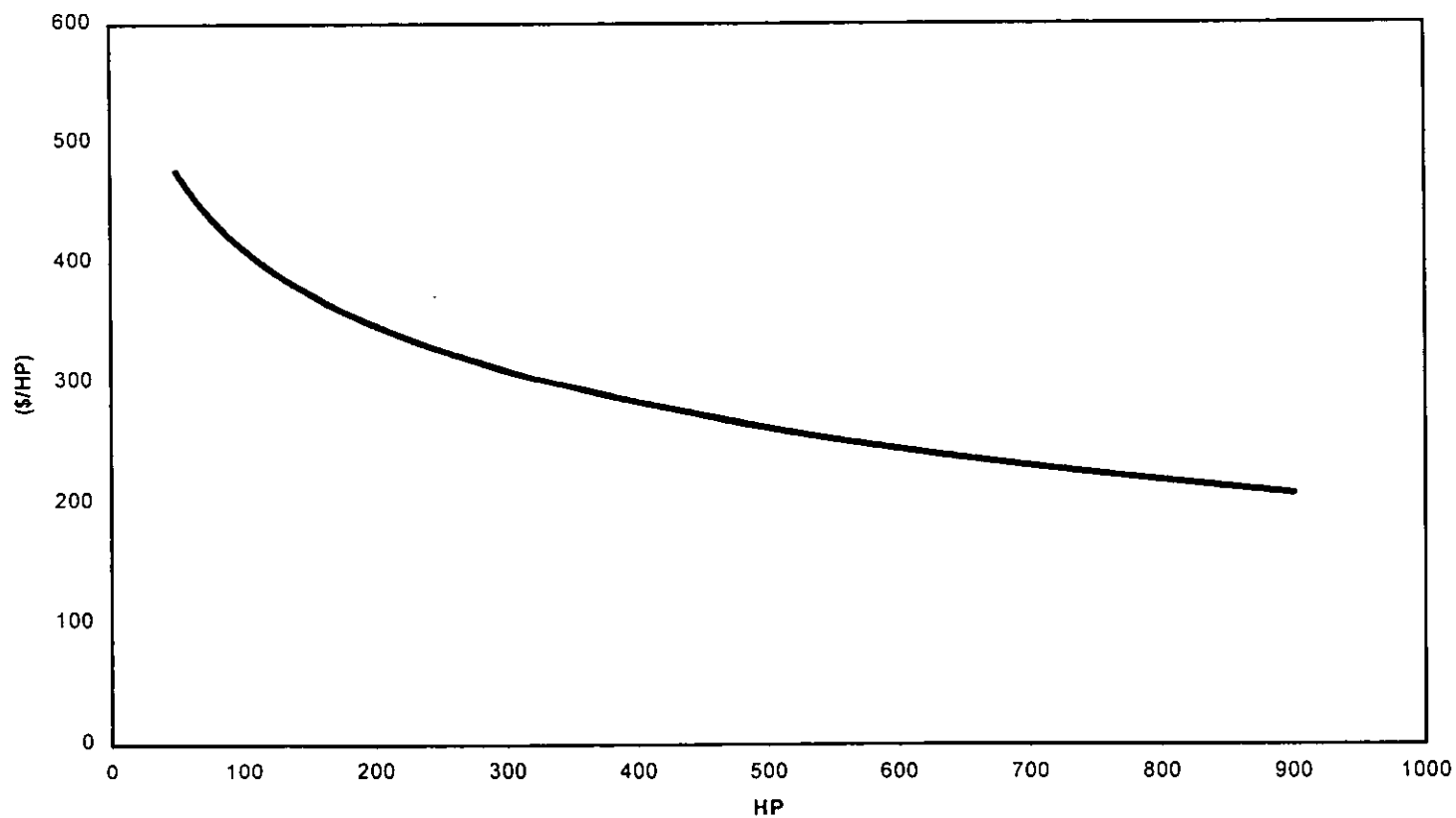
TURBINAS DE VAPOR (ACCIONADOR DE COMPRESORES).



ECUACIÓN : (COSTO EN US DLLS) = 121,937 (HP)^{-0,6899}

RANGO : 960 - 40,500 HP

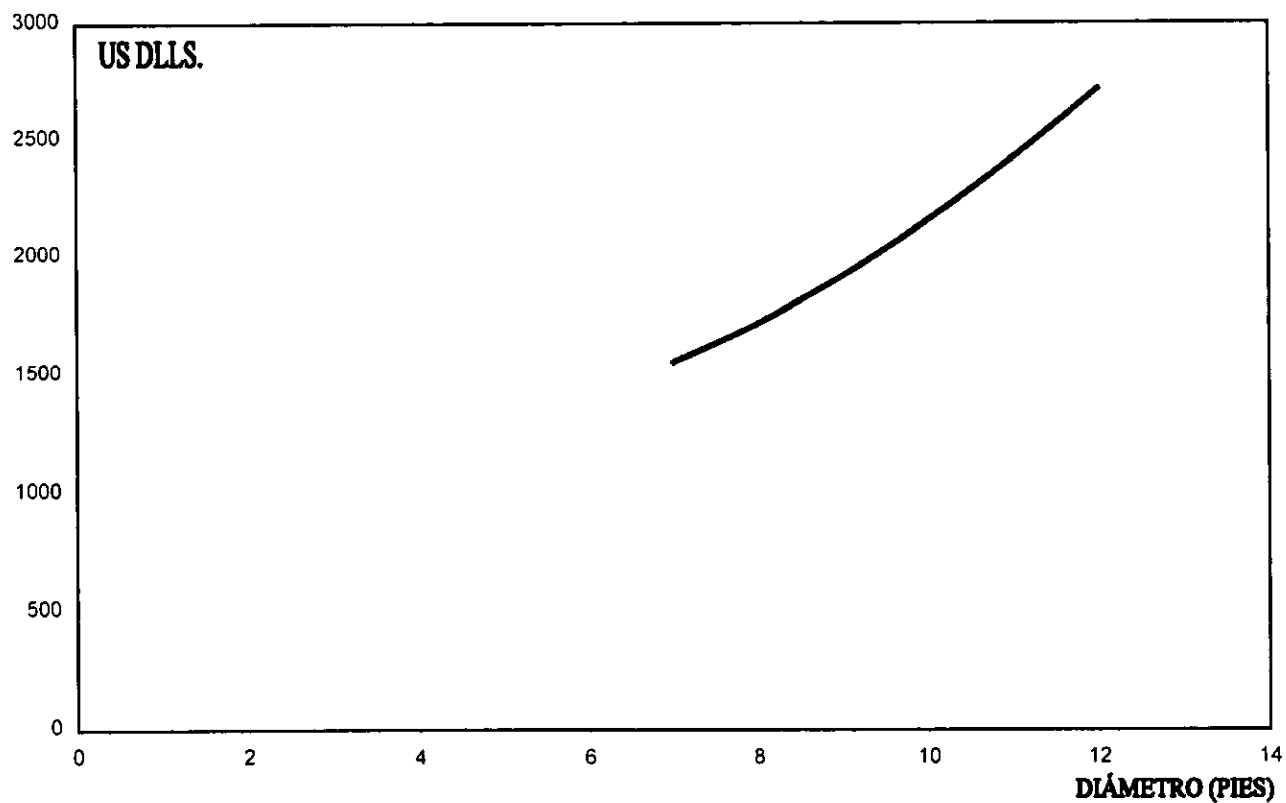
MOTORES ELÉCTRICOS.



ECUACIÓN : $(\$/HP) = 1,454 (HP)^{-0.27814}$

RANGO : 1 - 900 HP

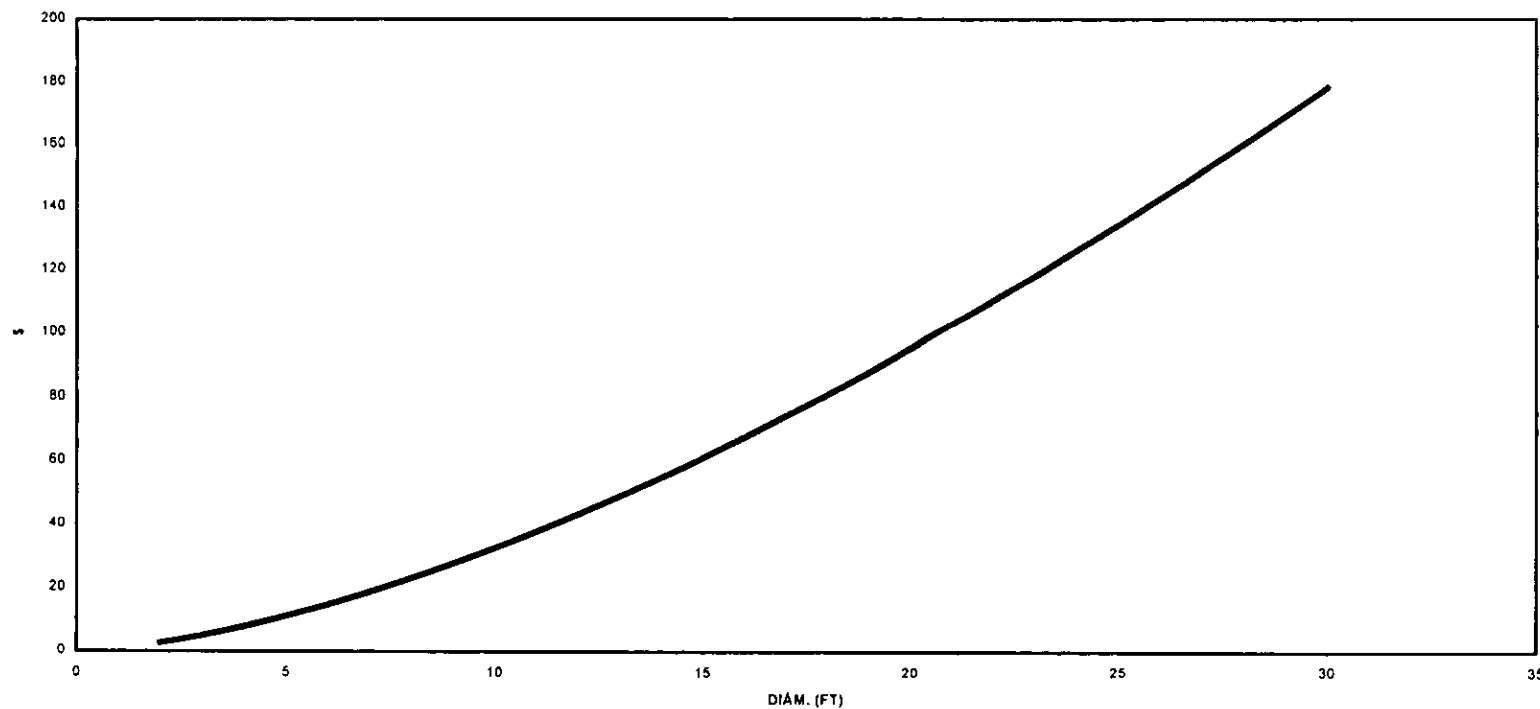
PLATOS FRACCIONADORES TIPO VÁLVULA V-1(1 PASO,CALIBRE 10)



MATERIAL : ACERO INOX.T-410

ECUACIÓN : (COSTO EN US DLLS) = 3,929.4 - 584.5 (DIAM.) + 40.61 (DIAM.)²

ELIMINADORES DE NIEBLA.



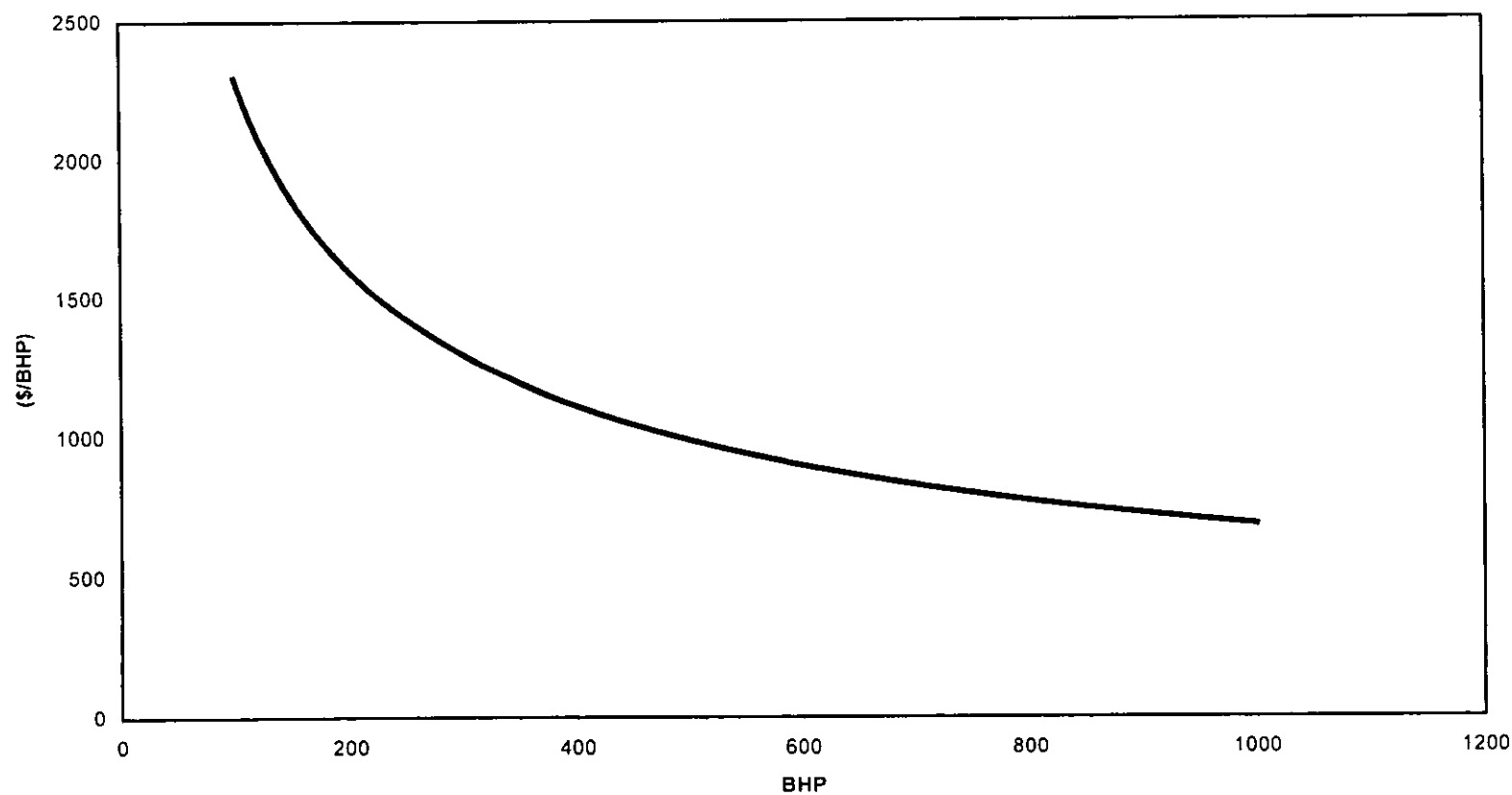
MATERIAL : MALLA Y REJILLA DE ACERO INOX.T-304.

ECUACIÓN : (COSTO EN M.N.) = 908 (DIÁM.)EXP.1.582

DENSIDAD : 9 LB/F³

ESPEJOR : 6 PULGADAS.

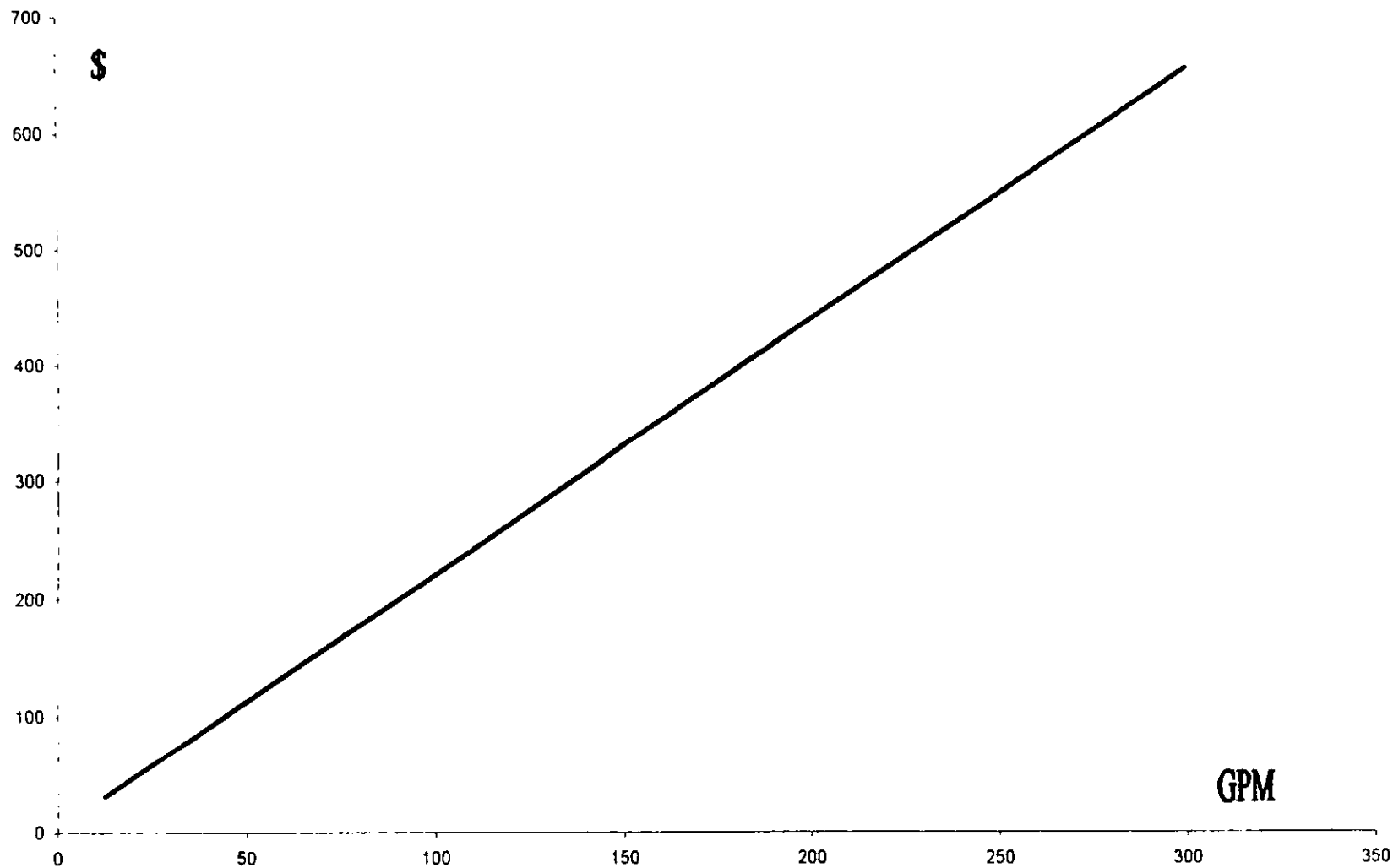
BOMBAS CENTRIFUGAS.



MATERIAL : S-6

ECUACIÓN : $(\$/\text{BHP}) = 27,409 (\text{BHP})^{-0.533}$

RANGO = 5 - 1,000 BHP.



TIPO : EMBOLO

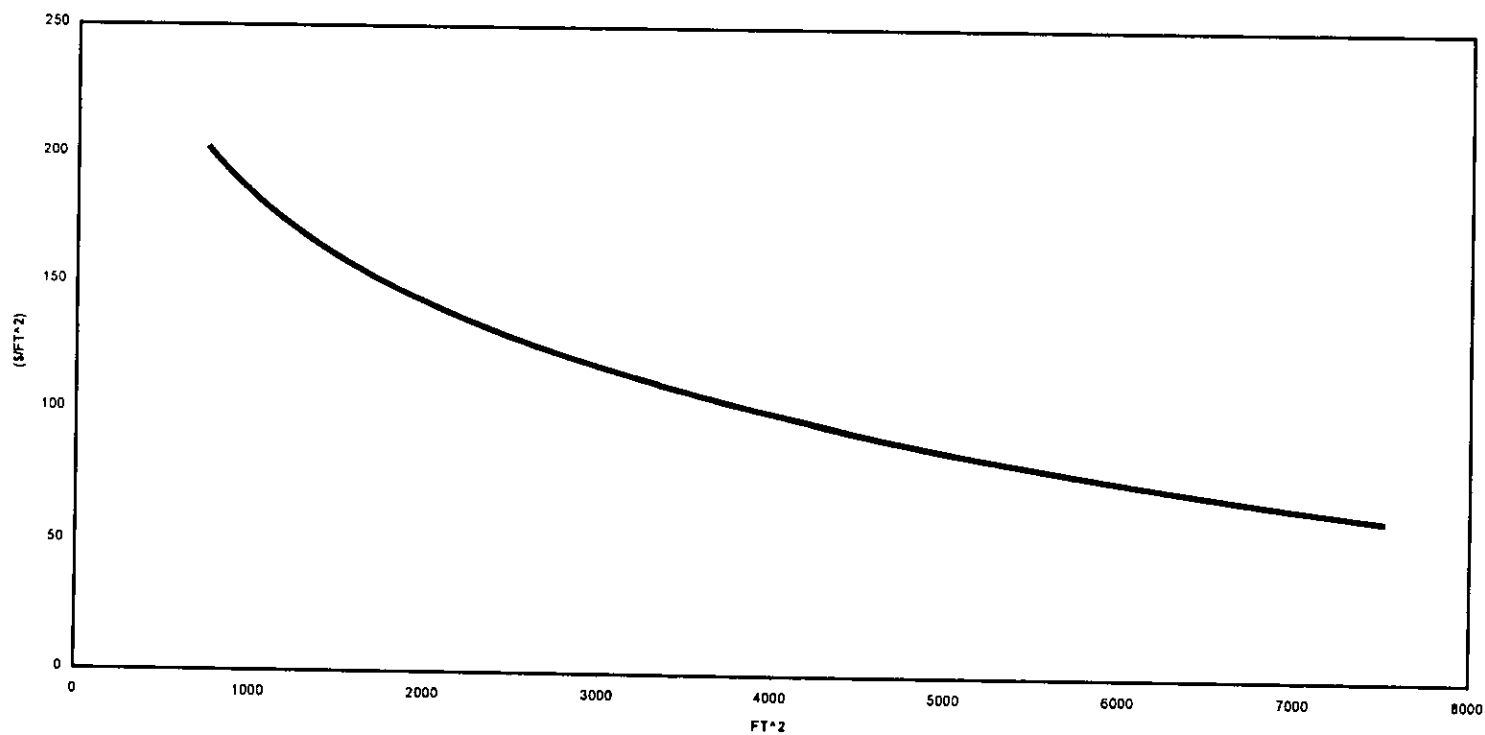
MATERIAL : ACERO FORJADO

EMBOLO, VALVULAS Y ASIEN TO : ACERO INOXIDABLE 410

ECUACIÓN : (COSTO M.L.N.) = 10,161 + 2,223 (GPM)

RANGO : 10 - 350 GPM

CAMBIADORES DE CALOR.

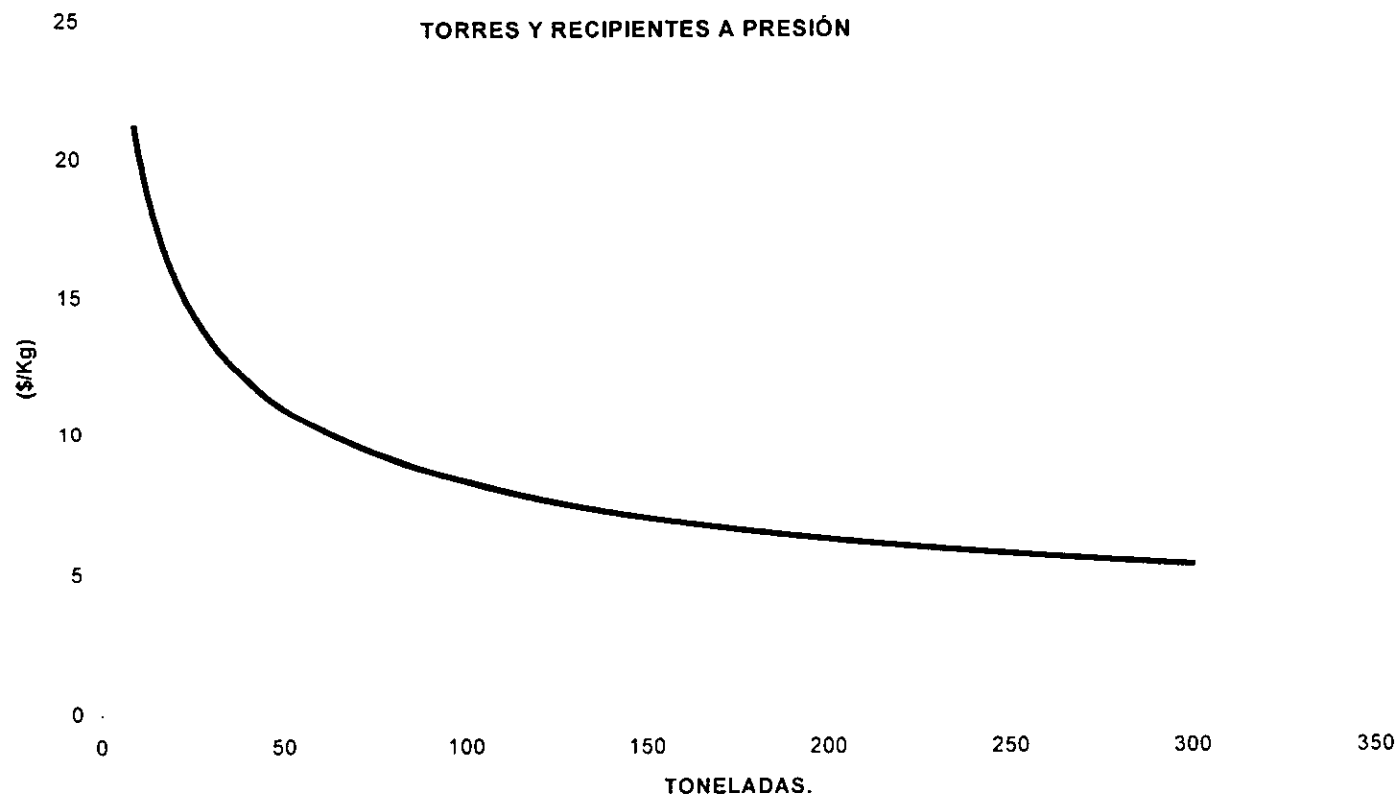


TIPO DE EQUIPO : AES

MATERIAL DE ENVOLVENTE : ACERO AL CARBÓN

MATERIAL DE TUBOS : ACERO AL CARBÓN

ECUACIÓN : (\$/FT²) = 4.090 (ÁREA)^{-0.464} (1.1257)



MATERIAL : ACERO AL CARBÓN (SA-515-70)

ECUACIÓN : (COSTO EN \$/ Kg) = 689 (Kg)^{-0.3792}

RANGO : 1,000 - 310,000 (Kg).

APÉNDICE 4
ESTIMADO DE COSTO DE EQUIPO.

La estimación de costo de equipo es uno, de los factores primordiales para la evaluación económica de un proceso, y además fundamental para la toma de decisiones.

La estimación de costo de equipo interviene cuando se tenga que hacer:

- a) Un análisis Económico de alternativas.
- b) Programa de erogaciones.
- c) Estimados de inversión.
- d) Principalmente para la adquisición de equipo.

Con respecto al inciso (a) es importante proporcionar el costo óptimo del equipo que cumpla además con las condiciones requeridas en el proceso.

Para el segundo inciso, es necesario desarrollar un programa que indique el desembolso del capital que se hará conforme lo manifieste el programa general del proyecto (Control de Equipo y Materiales).

En la elaboración de estimados de inversión, el costo de equipo es la base para determinar el costo de materiales, indirectos, ingeniería, así como el costo total de planta (cuando el estimado de inversión se hace mediante factores) en la tabla 5.3. se muestran los porcentajes típicos de valores de inversión de capital fijo para segmentos de costos directos e indirectos de plantas.

Tabla 5.3.
Porcentajes típicos de valores de inversión de capital fijo para segmentos de costos directos e indirectos de plantas.

Concepto	Rango, %
Costos Directos.	
Equipo.	15-40
Instalación de equipo.	6-14
Instrumentos y Control (Instalados).	2-8
Tubería (Instalada)	3-20
Eléctrico (Instalado)	2-10
Edificios (Incluyendo servicios)	3-18
Desarrollo del sitio.	2-5
Servicios Auxiliares (Instalados).	8-20
Terreno.	1-2
Costos Indirectos.	
Ingeniería y Supervisión.	4-21
Gastos de Construcción.	4-16
Honorarios del Contratista.	2-6
Contingencias.	5-15

=====

En lo correspondiente a la adquisición de equipo, el dar un costo estimado es significativo para determinar el tipo de concurso que se efectuará, así como tener una idea del costo esperado del equipo, que servirá para fines de presupuesto y control.

Por lo tanto, para efectuar una estimación del costo total del equipo, es importante conocer la lista de equipo involucrado en el proceso.

La evaluación de un proyecto y su instrumento primordial, la estimación de costos, penetra en cada fase de del desarrollo, diseño, construcción y operación de la planta.

Tanto las compañías de operación como las mismas firmas de ingeniería poseen departamentos competentes de estimación de costos. Estos grupos son divisiones de la organización central de ingeniería. La obligación de estos departamentos es desarrollar estimado de costo lo más preciso posible, basados en informaciones de diseño razonablemente firmes y en los costos disponibles de equipos más recientes. Tales informaciones son tardas y costosas pero necesarias.

Ya que los costos de equipo representan, un porcentaje importante de los estimados de inversión preliminares, detallados y definitivos, de ahí su gran importancia y la necesidad de disponer de métodos confiables que permitan una correcta estimación.

En las compañías de ingeniería generalmente se cuanta con profesionales especializados, dedicados a la recopilación, actualización y organización de datos que proporcionen una base estadística adecuada para la aplicación de métodos de estimación propios y basados en los que aparecen en la literatura, con esto se puede lograrse una mejor aproximación al evaluar los costos requeridos.

Tipos de estimados

Existen varios tipos de estimados de costo de equipo y la exactitud de estos se encuentran en función directa de la información con que se cuenta, por lo tanto es importante comprender que una exactitud razonable en un estimado de costo de equipo requiere de un sólido criterio basado en la experiencia

Los tipos de estimado más comunes usados, son los que presentamos en la tabla 5.4.

Tabla 5.4.

Tipos de Estimados

ORDEN DE MAGNITUD.	INFORMACIÓN.	DESVIACION.
MAGNITUD (Relación de capacidades)	información de costo de proceso similar.	$>\pm 30$
ESTUDIO (Aplicación de factores)	Hojas de datos del equipo mayor.	± 30
PRELIMINAR (Autorización de presupuesto)	Desarrollo de inf. suficiente para preparación de presupuesto.	± 20
DEFINITIVO (Control del proyecto)	Información detallada sin llegar a dibujos constructivos.	± 10
DETALLADO (Firma de contrato)	Planos constructivos y especificaciones.	± 5

Estimado de Costo de Equipos de Proceso.

El costo de los recipientes que operan tanto a presión como atmosféricos ó al vacío dependen de varios factores, como son sus dimensiones, material de construcción, presión y temperatura de diseño, peso y posición. En caso de que no se disponga del peso del recipiente es necesario calcular el espesor y el peso del mismo mediante fórmulas para el cálculo de pesos de envolventes cilíndricas, tapas torisféricas, semielípticas y hemiesféricas (tabla 5.5) y la formulas para el cálculo de espesores por presión interna, las cuales se presentan en la (tabla 5.6).

Tabla 5.5.
Formulas para calcular pesos de envoltentes ,cabezas toriesfericas, elípticas y hemisféricas para recipientes a presión.

Espesor Comercial	Envoltente Peso (Lb/Ft) = A+B (Diámetro en Ft.)		Tipos de Cabezas. Peso (Lb/2 cabezas) = A (Diámetro en Ft) ^B					
			TORIESFERICAS		ELIPTICAS		HEMIESFERICAS	
	A	B	A	B	A	B	A	B
3/16	0.62	25.7	26.60	1.923	30.4	1.966	30.8	1.988
¼	0.75	34.30	33.80	1.916	37.0	1.978	40.8	1.987
5/16	1.10	42.90	41.60	1.907	45.7	1.967	51.2	1.986
3/8	1.60	51.40	49.80	1.896	53.3	1.967	62	1.983
½	2.80	68.50	50.60	1.981	68.6	1.967	83.6	1.978
5/8	4.60	85.70	80.60	1.886	84.1	1.967	103.8	1.974
¾	6.50	102.90	96.00	1.884	100.8	1.961	128.8	1.968
7/8	8.50	117.80	113.10	1.868	113.1	1.967	152.2	1.964
1	11.10	134.60	142.60	1.855	136.0	1.966	176.4	1.958
1 1/8	13.90	150.20	153.90	1.849	150.2	1.967	196.4	1.964
1 3/16	15.30	158.30	170.50	1.845	157.3	1.967	207.0	1.958
1 ¼	17.20	166.60	179.80	1.843	166.8	1.962	117.0	1.964
15/16	18.90	175.00	189.40	1.841	173.5	1.965	227.4	1.965
1 3/8	21.00	183.30	199.10	1.839	182.4	1.962	238.2	1.965
1 ½	25.4	200.00	221.10	1.831	198.9	1.959	260.0	1.965
1 5/8	29.10	216.60	239.90	1.830	215.4	1.958	282.2	1.964
1 ¾	34.00	233.30	259.90	1.828	133.2	1.954	305.2	1.962
17/8	35.10	250.30	282.30	1.823	249.9	1.953	328.4	1.960
2	43.80	266.60	322.80	1.820	279.7	1.957	352.6	1.958

Tabla 5.6
Formulas para calcular el espesor de recipientes sometidos a presión.

Descripción	Dimensiones internas	Dimensiones externas
Cuerpo Cilíndrico	$t = \frac{P * R}{SE - 0.6 * P} + C$	$t = \frac{P * R}{SE - 0.4 * P} + C$
Esfera.	$t = \frac{P * R}{2SE - 0.2 * P} + C$	-----
Cabeza Elíptica	$t = \frac{P * D}{2SE - 0.2 * P} + C$	$t = \frac{P * D}{2SE + 1.8 * P} + C$
Cabeza Toriesferica. Si L/r = 16 2/3	$t = \frac{0.885 * P * L}{SE - 0.1 * P} + C$	$t = \frac{0.885 * P * L}{2SE - 0.8 * P} + C$
Cabeza Hemisférica	$t = \frac{P * R}{2SE - 0.2 * P} + C$	$t = \frac{P * R}{2SE - 0.8 * P} + C$
Cabeza Cónica	$t = \frac{P * D}{2Cos(SE - 0.6 * P)} + C$	$t = \frac{P * D}{2Cos(SE - 0.4 * P)} + C$

donde :

- C = Tolerancia por corrosión.
- D= Diámetro (in).
- R=Radio (in).
- S= Esfuerzo admisible (Psi).
- E= Eficiencia de la junta.
- P= Presión de diseño (Psi).

Memoria de Calculo.

1).Selección del material de construcción.

Material = f (temperatura, tipo de fluido)

De la tabla 5.1y de acuerdo a la temperatura el material recomendado es acero al carbón, como la temperatura es relativamente alta, es necesario utilizar un material de alta resistencia como es el SA 515-70.

Tabla 5.7

Materiales recomendados para recipientes a presión en función de la temperatura.

Temperatura		Material.
°C	°F	
413	775	Cr-Mo
18 a 413	de 61 a 775	Acero al carbón.
40 a 15.	de 40 a 60	Acero al carbón
45 a 65	de 50 a 90	Acero al Niquel (2.5 % Ni)
65 a 100	de 90 a 150	Acero al Niquel 3.5 % Ni)(
100 a 195	de 150 a 320	Acero al Niquel (9 % Ni)
195 a 252	de 320 a 425.	Acero Inoxidable (18 Cr-8 Ni)

2).Determinación del esfuerzo máximo permisible (S).

S = f (temperatura, material)

De la tabla 5.8, en la primera columna a la izquierda, se encuentra el material seleccionado (el SA 515-70) con este material y el valor de la temperatura que se localiza en la parte superior nos da el valor del esfuerzo máximo permisible.

S = 17,500 Psig.

Tabla 5.8
Valores de esfuerzos máx. permisibles a la tensión para aceros al carbón.
(multiplicar por 1,000 para obtener Psi).

Núm. de especificación	Grado	Composición Nominal.	Para temperaturas del metal que no excedan en (°F).							
			650	700	750	800	850	900	850	1000
Placas y Hojas Ac. Carbón										
SA-36	----	C-Mn-Si	12.7	----	----	----	----	----	----	----
SA-283	A	C	10.4	----	----	----	----	----	----	----
	B	C	11.5	----	----	----	----	----	----	----
	C	C	12.7	----	----	----	----	----	----	----
	D	C	12.7	----	----	----	----	----	----	----
SA-285	A	C	11.3	11.0	10.3	9.0	7.8	6.5	----	----
	B	C	12.5	12.1	11.2	9.6	8.1	6.5	----	----
	C	C	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	----	----
SA-299	----	C-Mn-Si	18.8	17.7	15.7	12.6	9.5	6.5	4.5	2.5
SA-414	A	C	11.3	11.0	10.3	9.0	7.8	6.5	----	----
	B	C	12.5	12.1	11.2	9.6	8.1	6.5	----	----
	C	C	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	----	----
	D	C-Mn	15.0	14.3	12.9	10.8	8.6	6.5	----	----
	E	C-Mn	16.2	15.5	13.8	11.4	8.9	6.5	----	----
	F	C-Mn	17.5	16.6	14.7	12.0	9.2	6.5	----	----
	G	C-Mn	18.8	17.7	15.7	12.6	9.6	6.5	----	----
SA-442	55	C-Mn-Si	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	----	----	----
	60	C-Mn-Si	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	----	----	----
SA-455	Arriba 0.37 i	C-Mn	18.8	----	----	----	----	----	----	----
	0.37 in a 0.58	C-Mn	18.3	----	----	----	----	----	----	----
	0.58 in a .75in	C-Mn	17.5	----	----	----	----	----	----	----
SA-515	55	C-Si	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5
	60	C-Si	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5
	65	C-Si	16.3	15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5
	70	C-Si	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5
	55	C-Si	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5
	60	C-Si	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5
	65	C-Mn-Si	16.3	15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5
	70	C-Mn-Si	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5

3). Como el recipiente está sujeto a condiciones severas de operación, será necesario someterlo a radiografiado total, por tal motivo la eficiencia para cabezas y envolvente será de 100.
 E = 1.00.

4). Corrosión.
 Considerar el valor del factor de corrosión de 1/8 de pulgada.
 C = 0.125 in.

5).- Cálculo de espesores de (envolvente).

Para calcular el espesor del envolvente de los recipientes se utilizan las formulas correspondientes de la tabla 5.6, después del cálculo se aproxima al espesor comercial más cercano.

6).- Cálculo del espesor de cabezas.

Con base a los criterios de selección del tipo de cabezas en función de las condiciones de presión y temperatura de operación, se procede a calcular el espesor de las cabezas de acuerdo a las formulas de la tabla 5.6

7).Peso del recipiente.

El peso del recipiente esta en función de los espesores de la envolvente y cabezas, datos de longitud y diámetro del mismo, con esta información procedemos a calcular el peso del recipiente mediante correlaciones obtenidas por las compañías de ingeniería reportadas en la literatura (tabla 5.5)

8).Costo del equipo de proceso.

El costo de equipos de proceso se obtendrán por medio de nomogramas proporcionados por el departamento de costos del IMP, los cuales están en función de las características del equipo (Apéndice 3)

Las características principales de un equipo difieren de acuerdo a las compañías de ingeniería, este trabajo el costo de los recipientes se obtendrá por medio del peso del mismo, para bombas por su potencia hidráulica y para su accionador por su potencia al freno, para cambiadores de calor por su carga térmica

ESTIMADO DE COSTO DE EQUIPO DE PROCESO
Reactor de Hidratación Directa de N-Butenos
Clave del Equipo:DC-401.

Datos :

Diám. = 900 mm. = 35.43 in = 2.95 ft.

$L_{T-T} = 6,400 \text{ mm} = 21 \text{ ft.}$

$P_{OPN.} = 60-80 \text{ atm. (882-1176 Psi)}$

$T_{OPN.} = 140-170 \text{ }^\circ\text{C. (284 -338 }^\circ\text{F)}$

$P_{dis.} = 88 \text{ atm. (1293 Psi).}$

$T_{dis} = 187 \text{ }^\circ\text{C (367 }^\circ\text{F).}$

a) Espesor de la envolvente

$$t = \frac{1293 * 17.71}{17,500 * 1 - 0.6 * 1293} + 0.125$$

$t = 1.49 \text{ in} = 11/2 \text{ in}$ espesor comercial.

b).Espesor de la cabeza hemiesferica.

$$t_{cab} = \frac{1293 * 17.71}{2 * 17500 * 1 - 0.2 * 1293} + 0.125$$

$t_{cab} = 0.78 \text{ in} = 7/8 \text{ in}$ espesor comercial.

c) Peso del recipiente.

datos :

T = 1 1/2 in.

Di = 2.95 ft.

Long. = 21 ft.

$$Peso = [25.4 + 200(2.95 \text{ ft})] \frac{lb}{ft} (21 \text{ ft}) = 12923 lb$$

Peso de las cabezas.

datos :

$T_{cab} = 7/8 \text{ in}$.

Di = 2.95 ft.

$$Peso = 152.2(2.95 \text{ ft}) = 1274 \frac{lb}{2 \text{ cabezas}}$$

Peso total.	Peso en lb.
Envolvente	12923
Cabezas	1274
Total	14197

$$14197 lb \left(\frac{0.454 Kg}{1 lb} \right) = 6445 Kg.$$

La ecuación de costo para recipientes es la siguiente :

$$\left(\frac{Costo}{Kg} \right) = 689 (Kg)^{-0.3792} \quad \text{en } \frac{\$}{Kg}$$

$$Costo_{REACTOR} = 689 (6445)^{-0.3792} = 25 \$/Kg.$$

$$Costo_{REACTOR} = 25 \$/Kg * 6445 Kg = \$161,140 \text{ en } 1996.$$

Como los estimados están en dólares americanos (USDLLS), pasar los pesos a dólares.
El tipo de cambio en 1996 era 1USDLLS = \$7.85.

$$\$161,140 (1 USDLLS/\$7.85) = 20,527 USDLLS \text{ en } 1996.$$

Actualizar el costo del equipo por medio de los índices de Marshall & Swift

$$\text{COSTO } C = \frac{\text{INDICEC}}{\text{INDICED}} * \text{COSTOD}$$

$$\text{Costo REACTOR} = \frac{1079.9}{1039.9} * 20,527$$

$$\text{Costo REACTOR} = 21,317 \text{ USDLLS en 1998.}$$

**Reactor de Deshidrogenación Catalítica de SBA.
Clave del Equipo : DC-402.**

Datos :

$$\text{Diám.} = 736 \text{ mm.} = 29 \text{ in} = 2.41 \text{ ft.}$$

$$L_{T-T} = 4244 \text{ mm} = 13.94 \text{ ft.}$$

$$P_{\text{dis.}} = 147 \text{ Psi.}$$

$$T_{\text{dis.}} = 265 \text{ }^{\circ}\text{C} (509 \text{ }^{\circ}\text{F}).$$

a). Espesor de la envolvente.

$$t = \frac{147 * 14.48}{17500 * 1 - 0.6 * 147} + 0.125$$

$$t = 0.247 \text{ in} = 1/4 \text{ in espesor comercial.}$$

b). Espesor de la cabeza

$$t_{\text{CAB.}} = \frac{147 * 28.97}{2 * 17500 * 1 - 0.2 * 147} + 0.125$$

$$t_{\text{CAB.}} = 0.24 \text{ in} = 1/4 \text{ in espesor comercial.}$$

c). Peso del recipiente.

datos :

$$t = 1.4 \text{ in.}$$

$$D_i = 2.41 \text{ ft.}$$

$$\text{Long.} = 13.94 \text{ ft.}$$

$$\text{Peso} = \left[0.75 + 34.30(2.41 \text{ ft}) \right] \frac{\text{lb}}{\text{ft}} (13.94 \text{ ft})$$

$$\text{Peso} = 1163 \text{ lb}$$

Peso de las cabezas.

datos:

$$t_{ccab} = 1/4 \text{ in.}$$

$$D_i = 2.41 \text{ ft.}$$

$$\text{Peso} = 37 (2.41 \text{ ft})^{1.978} = 211 \text{ lb.}$$

$$\text{Peso total} = 1373 \text{ lb.} = 624 \text{ Kg.}$$

Costo del Reactor.

$$\text{COSTO REACTOR} = 689 (624)^{-0.3792} = \$ 60 / \text{Kg.}$$

$$\text{COSTO REACTOR} = \$60/\text{Kg} * 624 \text{ Kg} = \$ 37,460 \text{ en 1996.}$$

$$\text{COSTO REACTOR} = 4773 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por M & S Index.

$$\text{COSTO REACTOR} = \frac{1079.9}{1039.9} * 4773$$

$$\text{COSTO REACTOR} = 4958 \text{ USDLLS en 1998.}$$

**Costo del Tanque Separador de la fase orgánica y acuosa.
Clave del Equipo: FA-401.**

Datos :

$$\text{Diám.} = 457 \text{ mm.} = 18 \text{ in} = 1.502 \text{ ft.}$$

$$L_{T-T} = 1829 \text{ mm} = 72 \text{ in} = 6 \text{ ft.}$$

$$P_{dis.} = 1292 \text{ Psi.}$$

a). Espesor de la envolvente .

$$t = \frac{1293 * 9}{17,500 * 1 - 0.6 * 1293} + 0.125$$

$$t = 0.85 \text{ in} = 7/8 \text{ in espesor comercial.}$$

b). Espesor de las cabezas hemiesferica.

$$t = \frac{1293 * 9}{2 * 17,500 * 1 - 0.2 * 1293} + 0.125$$

$$t = 0.45 \text{ in} = 1/2 \text{ in espesor comercial.}$$

c) Peso del recipiente.

datos :

$$t = 7/8 \text{ in.}$$

$$D_i = 1.50 \text{ ft.}$$

$$\text{Long.} = 6 \text{ ft.}$$

$$\text{Peso} = [8.50 + 117.80(1.50 \text{ ft})] \frac{\text{lb}}{\text{ft}} (6 \text{ ft}) = 1111 \text{ lb}$$

Peso de las cabezas :

$$T_{\text{cab.}} = 1/2 \text{ in.}$$

$$D_i = 1.50 \text{ ft.}$$

$$\text{Peso} = 83.6 (1.50 \text{ ft})^{1.978} = 186.5 \text{ lb.}$$

$$\text{Peso total} = 1298 \text{ lb} = 589 \text{ Kg.}$$

Costo del Recipiente.

$$\text{Costo}_{\text{Recip.}} = 689 (589)^{-0.3792} = \$61.4 / \text{Kg.}$$

$$\text{Costo}_{\text{Recip.}} = \$61.4 / \text{Kg} * 589 \text{ Kg} = \$36,129 = 4602.5 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M and S.

$$\text{Costo}_{\text{Recip.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 4602.5$$

$$\text{Costo}_{\text{Recip.}} = 4782 \text{ USDLLS en 1998.}$$

Nota Como los demás tanques separadores de la fase orgánica del reactor de hidratación directa de n-butenos operan a las mismas condiciones de presión y temperatura, además de tener las mismas dimensiones, el costo del recipiente FA-401 = FA-402 = FA-403 = FA-404.

Tanque Acumulador de la mezcla de butenos, Clave del Equipo:FA-405.

Datos :

$$\text{Diám.} = 762 \text{ mm.} = 30 \text{ in} = 2.5 \text{ ft.}$$

$$L_{T-T} = 1676 \text{ mm} = 66 \text{ in} = 5.5 \text{ ft.}$$

$$P_{\text{dis.}} = 148 \text{ Psi.}$$

$$T_{\text{dis.}} = 75 \text{ }^\circ\text{C} (167 \text{ }^\circ\text{F}).$$

a).Espesor de la envolvente .

$$t = \frac{148 * 15}{17,500 * 1 - 0.6 * 148} + 0.125$$

$$t = 0.2525 \text{ in} = 5/16 \text{ in espesor comercial.}$$

b).Espesor de la cabeza .

$$t = \frac{148 * 30}{2 * 17,500 * 1 - 0.6 * 148} + 0.125$$

t = 0.2521 in = 5/6 in espesor comercial.

c).Peso del recipiente.

t=5/16 in

Di = 2.5 ft.

Long.= 5.5 ft.

$$Peso = [1.10 + 42.90(2.5 \text{ ft})] \frac{\text{lb}}{\text{ft}} (5.5 \text{ ft}) = 596 \text{ lb}$$

Peso de las cabezas;

t=5/6 in

Di = 2.5 ft.

$$Peso = 45.7(2.5 \text{ ft})^{1.967} = 277 \frac{\text{lb}}{2 \text{ cabezas}}$$

Peso total = 873 lb = 397 Kg.

Costo RECIP.= 689 (397)^{-0.3792} = 71 \$ / Kg.

Costo RECIP.=71 \$/Kg* 397 Kg = \$28,301 = 3605 USDLLS EN 1996.

Actualización por índices de M & S

$$\text{Costo RECIP.} = \frac{1079.9}{1039.9} * 3605$$

Costo RECIP.=3746 USDLLS en 1998.

Tanque Separador de H₂
Clave del Equipo :FA-406.

Datos :

Diám. = 1524 mm. = 60 in = 5 ft.

L_{T-T} = 4419 mm = 174 in = 14.5 ft.

P_{dis.} = 75 Psi.

T_{dis} = 75 °C (167 °F).

a).Espesor de la envolvente .

$$t = \frac{75 * 30}{17,500 * 1 - 0.6 * 75} + 0.125$$

t = 0.2539 in = 5/16 in espesor comercial.

b).- Espesor de la cabeza .

$$t = \frac{75 * 60}{2 * 17,500 * 1 - 0.2 * 75} + 0.125$$

t = 0.2536 in = 5/6 in espesor comercial.

c).Peso del recipiente.

t=5/16 in

Di = 5 ft.

Long.= 14.5 ft.

$$Peso = [1.10 + 42.90(5 \text{ ft})] \frac{lb}{ft} (14.5 \text{ ft}) = 3126.2lb$$

Peso de las cabezas;

t=5/6 in

Di = 5 ft.

$$Peso = 45.7 (5)^{1.967} = 1083 \frac{lb}{2cabezas}$$

Peso total = 4210 lb = 1911 Kg.

Costo del Recipiente.

$$\text{Costo}_{\text{RECIP.}} = 689 (1911)^{-0.3792} = 39.3 \$ / \text{Kg.}$$

$$\text{Costo}_{\text{RECIP.}} = 39.3 \$/\text{Kg} * 1911 \text{ Kg} = \$75,026 = 9557.5 \text{ USDLLS EN 1996.}$$

Actualización por índices de M & S

$$\text{Costo}_{\text{RECIP.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 9557.5$$

$$\text{Costo}_{\text{RECIP.}} = 9930 \text{ USDLLS en 1998.}$$

Tanque acumulador de MEK.

Clave del Equipo: FA-407.

Datos :

Diám. = 914 mm. = 36 in = 3 ft.

L_{T.T} = 1372 mm = 54 in = 4.50 ft.

P_{dis.} = 75 Psi.

T_{dis} = 75 °C (167 °F).

a).Espesor de la envoltente .

$$t = \frac{75 * 18}{17,500 * 1 - 0.6 * 75} + 0.125$$

t = 0.2023 in = 1/4 in espesor comercial.

b).Espesor de la cabeza .

$$t = \frac{75 * 36}{2 * 17,500 - 0.6 * 75} + 0.125$$

t = 0.2021 in = 1/4 in espesor comercial.

c).Peso del recipiente.

t=1/4 in

Di = 3 ft.

Long.= 4.5 ft.

$$Peso = [0.75 + 34.30(3 ft)] \frac{lb}{ft} (4.50 ft) = 466 lb$$

Peso de las cabezas;

t=1/4 in

Di = 3 ft.

$$Peso = 45.7 (3)^{1.967} = 325 \frac{lb}{2cabezas}$$

Peso total = 791.5 lb = 360 Kg.

Costo del recipiente.

$$Costo_{RECIP.} = 689 (360)^{-0.3792} = 74 \$ / Kg.$$

$$Costo_{RECIP.} = 74 \$ / Kg * 360 Kg = \$26,618 = 3390.8 USDLLS EN 1996.$$

Actualización por índices de M and S

$$Costo_{RECIP.} = \frac{1079.9}{1039.9} * 3390.8$$

Costo_{RECIP.} = 3523 USDLLS en 1998.

Torre de destilación de SBA.
Clave del equipo: DA-401.

Datos :

Diám. = 600 mm. = 24 in = 2 ft.

$L_{T-T} = 15,240 \text{ mm} = 600 \text{ in} = 50 \text{ ft.}$

$P_{dis.} = 162 \text{ Psi.}$

$T_{dis} = 95^\circ\text{C} (203^\circ\text{F}).$

a). Espesor de la envolvente .

$$t = \frac{162 * 12}{17,500 * 1 - 0.6 * 162} + 0.125$$

$t = 0.23 \text{ in} = 1/4 \text{ in}$ espesor comercial.

b). Espesor de las cabezas.

$$t = \frac{162 * 64}{2 * 17,500 - 0.2 * 162}$$

$t = 0.2361 \text{ in} = 1/4 \text{ in}$ espesor comercial.

c). Peso del recipiente.

$t = 1/4 \text{ in}$

$D_i = 2 \text{ ft.}$

$Long. = 50 \text{ ft.}$

$$Peso = [0.75 + 34.30(2 \text{ ft})] \frac{lb}{ft} (50 \text{ ft}) = 3,467 lb$$

Peso de las cabezas;

$t = 1/4 \text{ in}$

$D_i = 2 \text{ ft.}$

$$Peso = 37 (2 \text{ ft})^{1.967} = 146 \frac{lb}{2 \text{ cabezas}}$$

Peso total = 3613 lb = 1640 Kg.

Costo de la torre de destilación.

$Costo_{Torre} = 689 (1640)^{-0.3792} = 41.60 \text{ \$ / Kg.}$

$Costo_{Torre} = 41.6 \text{ \$/Kg} * 1640 \text{ Kg} = \$68,226 = 8691 \text{ USDLLS EN 1996.}$

Actualización por índices de M & S

$$\text{Costo Torre} = \frac{1079.9}{1039.9} * 8691$$

Costo Torre = 9030 USDLLS en 1998.

Costo de Internos(platos) de la Torre de Destilación.

- Seleccionar primero el tipo de plato y pasos.
- Seleccionar calibre y material de construcción.

Datos:

No . de platos	20
Tipo de diseño	2 Pasos
Tipo de plato	Fraccionador tipo Válvula.
Calibre del plato	10 GA.
Calibre de la válvula	14 GA.
Material de construcción	Plato de Ac. al carbón y Válvulas de ac. inoxidable T-410.

De la tabla 5.5, la ecuación para el tipo de y el núm. de pasos es:

$$\text{Costo base} = 743.5 - 143 (\phi) + 24.76(\phi)^2 \text{ en USDLLS.}$$

$$\text{Costo PLATOS} = 743.5 - 143 (2) + 24.76(2)^2 = 555 \text{ USDLLS en 1984.}$$

Factor de costo por calibre	0.813
Factor de costo por plato y válvula	0.713

$$\text{Costo total platos} = 555 \frac{\text{USDLLS}}{\text{plato}} * 20 \text{ platos} * 0.813 * 0.713$$

$$\text{Costo total platos} = 6434 \text{ USDLLS en 1984.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo Platos} = \frac{1079.9}{1039.9} * 6434 = 8903 \text{ USDLLS en 1998.}$$

$$C_T = \text{Costo Platos} + \text{Costo Torre}$$

$$C_T = 17,933 \text{ USDLLS en 1998.}$$

**Torre de destilación de MEK.
Clave del Equipo : DA-402.**

Datos :

Diám. = 600 mm. = 24 in = 2 ft.

$L_{T-T} = 14,020 \text{ mm} = 552 \text{ in} = 46 \text{ ft.}$

$P_{dis} = 75 \text{ Psi.}$

$T_{dis} = 95^\circ\text{C} (203^\circ\text{F}).$

a). Espesor de la envolvente .

$$t = \frac{75 * 12}{17,500 * 1 - 0.6 * 75} + 0.125$$

$t = 0.18 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$ espesor comercial.

b). Espesor de las cabezas.

$$t = \frac{75 * 24}{2 * 17,500 - 0.6 * 75} + 0.125$$

$t = 0.18 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$ espesor comercial.

c). Peso del recipiente.

$t = 3/16 \text{ in}$

$D_i = 2 \text{ ft.}$

$\text{Long.} = 46 \text{ ft.}$

$$\text{Peso} = \left[0.62 + 25.7(2 \text{ ft}) \right] \frac{\text{lb}}{\text{ft}} (46 \text{ ft}) = 2392 \text{ lb}$$

Peso de las cabezas;

$t = 3/16 \text{ in}$

$D_i = 2 \text{ ft.}$

$$\text{Peso} = 30.4 (2 \text{ ft})^{1.967} = 118.7 \frac{\text{lb}}{2 \text{ cabezas}}$$

Peso total = 2511.6 lb = 1140 Kg.

Costo de la torre de destilación.

$\text{Costo}_{\text{Torre}} = 689 (1140)^{-0.3792} = 47.75 \text{ \$ / Kg.}$

$\text{Costo}_{\text{Torre}} = 47.75 \text{ \$ / Kg} * 1140 \text{ Kg} = \$54,438 = 6934.83 \text{ USDLLS en 1996.}$

=====

Actualización por índices de M & S

$$\text{Costo}_{\text{Torre}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 6934$$

Costo_{Torre} = 7205 USDLLS en 1998.

Costo de internios de la torre de destilación.

- a). Seleccionar primero el tipo de plato y pasos.
- b). Seleccionar calibre y material de construcción.

Datos:

No . de platos	18
Tipo de diseño	1 Paso
Tipo de plato	Fraccionador tipo Válvula.
Calibre del plato	10 GA.
Calibre de la válvula	14 GA.
Material de construcción	Plato de Ac. al carbón y Válvulas de ac. inoxidable T-410.

De la tabla 5.5, la ecuación para el tipo de y el núm. de pasos es:

$$\text{Costo base} = 742.5 - 143.8(\phi) + 20.65(\phi)^2 \text{ en USDLLS.}$$

$$\text{Costo}_{\text{PLATOS}} = 742.5 - 143.8(2) + 24.76(2)^2 = 537.5 \text{ USDLLS en 1984.}$$

Factor de costo por calibre : 0.813

Factor de costo por plato : 0.713

$$\text{Costo total platos} = 537.5 \frac{\text{USDLLS}}{\text{plato}} * 18 \text{ platos} * 0.813 * 0.713$$

Costo total platos = 5608 USDLLS en 1984.

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Platos}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 5608 = 7760.7 \text{ USDLLS en 1998.}$$

$$C_T = \text{Costo}_{\text{Platos}} + \text{Costo}_{\text{Torre}}$$

$$C_T = 14,966 \text{ USDLLS en 1998.}$$

COSTO TOTAL DE EQUIPO: 365,902 USDDLs.

TABLA 5.9.

Ecuaciones para platos de balastra de acero al carbón calibre 10-GA y válvulas de inoxidable T-410, tipo V-1, rango (2-25 ft de diámetro).

1 Paso.

$$\text{Costo (USDLLS)} = 742.5 - 142.8 (\phi) + 20.6(\phi)^2 \quad (1)$$

2 Pasos.

$$\text{Costo (USDLLS)} = 742.5 - 142.8(\phi) + 24.7 (\phi)^2 \quad (2)$$

Factores de costo por tipo de válvula.

Platos de balastra con válvulas Tipo A-1	1.1920.
Platos fraccionadores tipo Flexitray A	1.3769.
Platos fraccionadores tipo Flexitray T	1.5834.
Platos fraccionadores tipo Válvula	0.7127.
Platos fraccionadores tipo Perforado	0.6142.

Factores de costo por calibre.

Calibre 12 GA.	0.8605.
Calibre 14 GA	0.8126.

Ecuaciones para platos de balastra de monel, calibre 10-GA tipo V-1, rango ec.1y2 (2-25 ft.), ec. 3 (10-25 ft.).

1 Paso.

$$\text{Costo (USDLLS)} = 3119.2 - 600.6 (\phi) + 155.3 (\phi)^2.$$

2 Pasos .

$$\text{Costo (USDLLS)} = 10,780.5 - 1760.4 (\phi) + 215.3 (\phi)^2.$$

4 Pasos.

$$\text{Costo (USDLLS)} = 91,557 - 12,232 (\phi) + 557 (\phi)^2.$$

=====

Factores de costo por tipo de válvula.

Platos de balastra con válvulas Tipo A-1	1.1920.
Platos fraccionadores tipo Flexitray A	1.3960.
Platos fraccionadores tipo Flexitray T	1.8545
Platos fraccionadores tipo Válvula	0.6022.
Platos fraccionadores tipo Perforado	0.6244.

Factores de costo por calibre.

Calibre 12 GA.	0.8605.
Calibre 14 GA	0.8126.

Ecuaciones para platos de balastra de acero inoxidable T-410,tipo T-410,calibre 10-GA y válvulas de inoxidable T-410,tipo V-1,rango (2-25 ft) ec.3 (10-25 ft.)

1 paso.

$$\text{Costo (USDLLS)} = 301 - 4.0 (\phi) + 19.0 (\phi)^2.$$

2 Pasos .

$$\text{Costo (USDLLS)} = 2290.8 - 392.5 (\phi) + 39.2 (\phi)^2.$$

4 PASOS.

$$\text{Costo (USDLLS)} = 15,134.8 - 2,105.1 (\phi) + 97.1 (\phi)^2.$$

Factores de costo por tipo de válvula.

Platos de balastra con válvulas Tipo A-1	1.1918.
Platos fraccionadores tipo Flexitray A	1.3582.
Platos fraccionadores tipo Flexitray T	1.3952
Platos fraccionadores tipo Válvula	0.8232.
Platos fraccionadores tipo Perforado	0.7014.

Factores de costo por calibre.

Calibre 12 GA.	0.8605.
Calibre 14 GA	0.8126.

CAMBIADORES DE CALOR.
Pre calentador de agua.**Clave :EA-401.**

$$\text{ECUACIÓN : } \left(\frac{\$}{\text{ft}^2} \right) = 4,090 (\text{área})^{-0.484} (1.1257).$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (4\text{ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 2420 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 2420 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 4 \text{ft}^2 = \$9680 = 1233 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 1233$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 1280 \text{ USDLLS en 1998.}$$

Calentador de agua.**Clave :EA-402.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (24\text{ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 1054 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 1054 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 24 \text{ft}^2 = \$25,296 = 3222 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 3222$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 3344 \text{ USDLLS en 1998.}$$

Calentador de n-butenos.**Clave :EA-403.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (436 \text{ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 274 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 274 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 436 \text{ft}^2 = \$119,464 = 15,242 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 15,242$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 15,836 \text{ USDLLS en 1998.}$$

Intercambiador de calor para n-butenos.**Clave :EA-404.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (318 \text{ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 317 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 317 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 318 \text{ft}^2 = \$101,124 = 12,882 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 12,882$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 13384 \text{ USDLLS en 1998.}$$

Enfriador de n-butenos.**Clave :EA-405.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (24 \text{ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 1054 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 1054 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 24 \text{ft}^2 = \$25,289 = 3221 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 3221$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 3347 \text{ USDLLS en 1998.}$$

Condensador de n-butenos.**Clave :EA-406.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (38\text{ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 852 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 852 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 38 \text{ft}^2 = \$32,352 = 4121 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 4121$$

Costo Camb. = 4282 USDLLS en 1998.**Rehervidor de SBA.****Clave :EA-407.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (168\text{ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 427 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 427 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 168 \text{ft}^2 = \$71,765 = 9142 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 9142$$

Costo Camb. = 9498 USDLLS en 1998.**Calentador de la mezcla de n-butenos.****Clave :EA-408.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (70\text{ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 641 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 641 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 70 \text{ft}^2 = \$44,886 = 5718 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 5718$$

Costo Camb. = 5941 USDLLS en 1998.

**Vaporizador de SBA.
Clave :EA-409.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (126 \text{ ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 488 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 488 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 126 \text{ ft}^2 = 61,488\$ = 7832.8 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 7832$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 8138 \text{ USDLLS en 1998.}$$

**Condensador de SBA Y MEK.
Clave :EA-410.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (82 \text{ ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 596 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 596 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 82 \text{ ft}^2 = 48,872\$ = 6225.7 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 6225$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 6468 \text{ USDLLS en 1998.}$$

**Vaporizador de MEK.
Clave :EA-411.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (55 \text{ ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 717 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 717 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 55 \text{ ft}^2 = \$ 39,435 = 5023 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 5023$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 5219 \text{ USDLLS en 1998.}$$

Condensador de MEK.**Clave :EA-412.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (42 \text{ ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 812 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 812 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 42 \text{ ft}^2 = 34,104\$ = 4344 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 4344$$

Costo _{Camb.} = 4514 USDLLS en 1998.**Rehervidor de MEK.****Clave :EA-413.**

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 4,090 (165 \text{ ft}^2)^{-0.454} (1.1257) = 430 \frac{\$}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = 430 \frac{\$}{\text{ft}^2} * 165 \text{ ft}^2 = \$70,950 = 9038 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Camb.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 9038$$

Costo _{Camb.} = 9390 USDLLS en 1998.

COSTO ESTIMADO DE BOMBAS.

Ecuación : $\left(\frac{\$}{BHP} \right) = 27,409 (BHP)^{-0.533}$

Material : S-6
 Rango : 5-1000 BHP.
 Vigencia : Enero 1996.

Costo Estimado (±10 %).

Este tipo de estimado se realiza ,cuando se ha emitido las hojas de datos definitivas tanto para la bomba ,como para su accionador.

A continuación se ilustra el estimado de las bombas que participan en el proceso de obtención de MEK.

De la hojas de datos se obtiene la siguiente información :

Servicio:	Recirculación de la fase orgánica.
Temp. de bombeo:	180°C.
Capacidad :	30 GPM.
Presión diferencial:	323 Psi
Potencia al freno / Eficiencia :	13 BHP/0.6.
Tipo de bomba :	Centrifuga.
Material :	S-6
Accionador (motor)	
Tipo :	Inducción TEFC-XP.
Potencia	13 HP
Velocidad :	3,500 RPM.
Volts/Fases/Hertz:	4160/3/60.

**Bomba de recirculación de la fase orgánica.
 Clave :GA-401/R.**

Ecuación : $\left(\frac{\$}{BHP} \right) = 27,409 (BHP)^{-0.533}$

Costo bomba = $27,409 (13 BHP)^{-0.533} = 6985 \frac{\$}{BHP}$

Costo bomba = $6985 \frac{\$}{BHP} * 13 BHP = \$ 90,803 = 11,567 \text{ USDLLS.}$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 11,567$$

Costo_{bomba} = 12,018 USDLLS. en 1998.

Costo del Accionador (Motor Eléctrico).

$$\text{Ecuación : } \left(\frac{\$}{\text{HP}} \right) = 1454 (\text{HP})^{-0.27814}$$

Rango : 1-900 HP.

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 1454 (13 \text{ HP})^{-0.27814} = 712 \frac{\$}{\text{HP}}$$

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 712 \frac{\$}{\text{HP}} * 13 \text{ HP} = \$ 9256 = 1179 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 1179 \text{ USDLLS.}$$

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 1225 \text{ USDLLS.}$$

$$C_T = C_{\text{BOMBA}} + C_{\text{ACCIONADOR.}}$$

$$C_T = 13,243 \text{ USDLLS.}$$

Considerando que las bombas GA-401/R = GA-402/R = GA-403/R = GA-404/R porque operan a las mismas condiciones de presión y temperatura, manejan el mismo fluido, tiene la misma potencia hidráulica, tenemos que el costo estimado para cada una es igual al de la bomba GA-401/R.

Bomba de carga de SBA

Clave : GA-405/R.

De la hojas de datos se obtiene la siguiente información :

Servicio:	Carga se SBA AL REACTOR DC-402.
Temp. de bombeo:	80°C.
Capacidad :	30 GPM.
Presión diferencial:	95 Psi.
Potencia al freno / Eficiencia :	4 BHP/0.6
Tipo de bomba :	Centrifuga.
Material :	S-6
Accionador (motor)	
Tipo :	Inducción TEFC-XP.
Potencia	5 HP
Velocidad :	3,500 RPM.
Volts/Fases/Hertz:	4160/3/60.

$$\text{Ecuación : } \left(\frac{\$}{\text{BHP}} \right) = 27,409 (\text{BHP})^{-0.533}$$

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = 27,409 (4 \text{ BHP})^{-0.533} = 13,091 \frac{\$}{\text{BHP}}$$

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = 13,091 \frac{\$}{\text{BHP}} * 4 \text{ BHP} = \$52,366 = 6670 \text{ USDLLS.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 6670 \text{ USDLLS.}$$

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = 6931 \text{ USDLLS. en 1998.}$$

Costo del Accionador (Motor Eléctrico)

$$\text{Ecuación : } \left(\frac{\$}{\text{HP}} \right) = 1454 (\text{HP})^{-0.27814}$$

Rango : 1-900 HP.

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 1454 (5 \text{ HP})^{-0.27814} = 929 \frac{\$}{\text{HP}}$$

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 929 \frac{\$}{\text{HP}} * 5 \text{ HP} = \$ 4646 = 591 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 591 \text{ USDLLS.}$$

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 615 \text{ USDLLS.}$$

$$C_T = C_{\text{BOMBA}} + C_{\text{ACCIONADOR.}}$$

$$C_T = 7,545 \text{ USDLLS.}$$

El costo de la bomba GA-405/R es igual a la bomba GA-407/R Y GA-408/R, porque tiene la misma potencia hidráulica.

Bomba de recirculación de butenos.

Clave : GA-406/R.

De la hojas de datos se obtiene la siguiente información :

Bomba :	GA-406/R
Servicio:	Recirculación de butenos
Temp. de bombeo:	80 °C..
Capacidad :	15 GPM
Presión diferencial:	1073 Psi.

Potencia al freno / Eficiencia :	15 BHP/0.6
Tipo de bomba :	Centrifuga.
Material :	S-6
Accionador (motor)	
Tipo :	Inducción TEFC-XP.
Potencia	16 HP
Velocidad :	3,500 RPM.
Volts/Fases/Hertz:	4160/3/60.

Estimado de Costo

$$\text{Ecuación : } \left(\frac{\$}{\text{BHP}} \right) = 27,409 (\text{BHP})^{-0.533}$$

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = 27,409 (15 \text{ BHP})^{-0.533} = 6472 \frac{\$}{\text{BHP}}$$

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = 6472 \frac{\$}{\text{BHP}} * 15 \text{ BHP} = \$97,079 = 12.366 \text{ USDLLS.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 12,366 \text{ USDLLS.}$$

$$\text{Costo}_{\text{bomba}} = 12,849 \text{ USDLLS. en 1998.}$$

Costo del Accionador (Motor Eléctrico)

$$\text{Ecuación : } \left(\frac{\$}{\text{HP}} \right) = 1454 (\text{HP})^{-0.27814}$$

Rango : 1-900 HP.

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 1454 (16 \text{ HP})^{-0.27814} = 672 \frac{\$}{\text{HP}}$$

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 672 \frac{\$}{\text{HP}} * 16 \text{ HP} = \$ 10,758 = 1370 \text{ USDLLS en 1996.}$$

Actualización por índices de M & S.

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = \frac{1079.9}{1039.9} * 1,370 \text{ USDLLS.}$$

$$\text{Costo}_{\text{Acc.}} = 1424 \text{ USDLLS.}$$

$$C_T = C_{\text{BOMBA}} + C_{\text{ACCIONADOR.}}$$

$$C_T = 14,273 \text{ USDLLS.}$$

Tabla 5.10
Costo de equipo de proceso

CLAVE DEL EQUIPO	COSTO DEL EQUIPO (USDLLS)
DA-401	17,933
DA-402	14,966
DC-401	21,317
DC-402	4,958
EA-401	1,280
EA-402	3,344
EA-403	15,836
EA-404	13,384
EA-405	3,347
EA-406	4,282
EA-407	9,498
EA-408	5,941
EA-409	8,138
EA-410	6,468
EA-411	5,219
EA-412	4,514
EA-413	9,390

=====

Costo de equipo de proceso 5.10(Continuación)

CLAVE DEL EQUIPO	COSTO DEL EQUIPO (USDLLS)
FA-401	4,782
FA-402	4,782
FA-403	4,782
FA-404	4,782
FA-405	3,746
FA-406	9,930
FA-407	3,523
GA-401/R	13,243
GA-402/R	13,243
GA-403/R	13,243
GA-404/R	13,243
GA-405/R	7,545
GA-406/R	14,273
GA-407/R	7,545

Costo del equipo = 276,022 USDLLS.

En casi todos los procesos químicos, las bombas son los únicos equipos que cuentan con relevo para ser utilizadas por mantenimiento de la otra bomba ó por alguna contingencia, por lo que en este trabajo hay que agregar el costo de las bombas de relevo del proceso.

COSTO DE BOMBAS DE RELEVO = 89,880 USDLLS.

COSTO TOTAL DEL EQUIPO = 365,902USD