



**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN**



**EVALUACION TECNICO - ECONOMICA DE UN  
PROYECTO PARA LA INSTALACION DE UNA  
PLANTA DE ETILENO A PARTIR DE CAÑA  
DE AZUCAR.**

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERA QUIMICA**  
**P R E S E N T A N :**  
**GRACIELA BUENDIA SANCHEZ**  
**TERESA PEREZ PINEDA**

**ASESOR: ING. QUIM. RAFAEL GARCIA NAVA**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

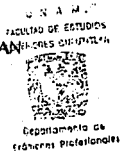
Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

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



ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

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

ING. RAFAEL RODRIGUEZ CEBALLOS

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

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

Evaluación técnico-económica de un proyecto para la instalación  
de una planta de etileno a partir de caña de azúcar.

que presenta la pasante: Graciela Buanfia Sánchez

con número de cuenta: 2508669-3 para obtener el TITULO de:  
Ingeniera Químico ; en colaboración con:

Teresa Pérez Pineda

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

A T E N T A M E N T E .  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 27 de Enero de 1994.

PRESIDENTE	<u>I.Q. Rafael Garofa Nava</u>	
VOCAL	<u>I.Q. Fernando Cresco Ferrer</u>	
SECRETARIO	<u>I.Q.I. Alvaro Lee Raafer</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>Q. Rafael decelis Contreras</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I.Q. Eligio Pastor Rivero Martínez</u>	



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

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



ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

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

AT'N: ING. RAFAEL RODRIGUEZ CEBALLOS  
Jefe del Departamento de Exámenes  
Profesionales de la F.E.S. - C.

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

Evaluación técnico-económica de un proyecto para la instalación  
de una planta de etileno a partir de coque de ascoar<sup>2</sup>

que presenta la pasante: Teresa Pérez Pineda  
con número de cuenta: 850954-6 para obtener el TITULO de:  
Ingeniera Química ; en colaboración con:  
Graciele Blandia Sánchez

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

A T E N T A M E N T E .  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Mex., a 21 de Enero de 1964

PRESIDENTE	<u>I.Q. Rafael García Nava</u>	
VOCAL	<u>I.Q. Fernando Orozco Ferrera</u>	
SECRETARIO	<u>I.Q.I. Alvaro Leo Ramírez</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>Q. Rafael Decelis Contreras</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I.Q. Eligio Pastor Rivera Martínez</u>	

***A MIS PADRES***

***A MIS HERMANOS***

***GRACIELA BUENDIA SANCHEZ***

*A MIS PADRES*

*A MIS HERMANOS*

*TERESA PEREZ PINEDA*

## **AGRADECIMIENTOS**

*A la Universidad Nacional Autónoma de México y  
en particular a la Facultad de Estudios Superiores  
Cuautitlan*

*Por habernos abierto las puertas y  
nuestro reconocimiento por la labor  
que realizan en la formación de  
jóvenes que son el futuro de nuestro  
país.*

*Con admiración  
y respecto a  
nuestros  
maestros*



*Al Ing. Rafael García Nava,  
por sus consejos y apoyo  
incondicional para la  
realización de este trabajo*

**EVALUACION TECNICO-ECONOMICA  
DE UN PROYECTO PARA LA INSTALACION  
DE UNA PLANTA DE ETILENO  
A PARTIR DE CAÑA DE AZUCAR**

**ELABORADO POR:**

**GRACIELA BUENDIA SANCHEZ**

**TERESA PEREZ PINEDA**

## INDICE

	Página
INTRODUCCION	1
<b>CAPITULO I. USOS Y PROPIEDADES DEL ETILENO.</b>	
1.0 Usos del Etileno	4
1.1 Propiedades físicas	8
1.2 Propiedades químicas	9
1.3 Toxicología	9
1.4 Transporte de etileno	10
<b>CAPITULO II. MERCADO DE ETILENO.</b>	
2.0 Mercado nacional	15
2.1 Mercado de etileno en la República de Cuba	21
2.2 Mercado internacional	23
2.3 Producción nacional vs. producción internacional	25
<b>CAPITULO III. USOS Y CARACTERISTICAS DE MATERIA PRIMA (ETANOL).</b>	
3.0 Propiedades físicas	29
3.1 Propiedades químicas	30
3.2 Toxicología	31
3.3 Almacén y transporte	32
3.4 Obtención de etanol a partir de fermentación	34
<b>CAPITULO IV. MERCADO DE MATERIA PRIMA.</b>	
4.0 Producción de etanol en México	39

	Página
4.1 Producción de azúcar en México	45
4.2 Producción de azúcar en Cuba	46
 <b>CAPITULO V. PROCESOS DE OBTENCION DE ETILENO.</b>	
5.0 Procesos convencionales	51
5.1 Procesos alternativos	63
5.2 Descripción del proceso propuesto	79
 <b>CAPITULO VI. ESTUDIO TECNICO.</b>	
6.0 Bases de diseño	84
6.1 Diagramas	99
6.1.1 Diagramas de flujo de proceso	
6.1.2 Diagramas de localización de equipo	
6.1.3 Diagrama de tubería e instrumentación (DTI) de planta de fermentación	
6.1.4 DTI de proceso	
6.1.5 DTI de servicios	
6.2 Propiedades químicas (Equipos y hojas de Datos)	101
6.2.1 Bombas	
6.2.2 Intercambiadores de calor	
6.2.3 Tanques	
6.2.4 Compresor	
6.2.5 Líneas	

	Página
<b>CAPITULO VII. ESTUDIO ECONOMICO.</b>	
7.0 Inversión fija para la realización del proyecto	104
7.0.1 Estimación de inversión fija mediante el uso de factores desglosados	107
7.1 Costo de producción	112
7.2 Punto de equilibrio	118
7.3 Diagrama de Gantt	124
7.3.1 Ruta crítica	125
<b>CAPITULO VIII. CONCLUSIONES</b>	<b>124</b>
<b>APENDICE (MEMORIA DE CALCULO)</b>	<b>127</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>134</b>

## INTRODUCCION

El etileno es el hidrocarburo más sencillo de la serie olefínica o insaturada, que ocupa el segundo lugar de producción petroquímica mundial.

Más del 97% de la producción anual de etileno se basa en el cracking térmico de hidrocarburos gaseosos y/o líquidos; sin embargo, existen procesos alternativos de producción de etileno que aprovechan los recursos naturales disponibles, según la región en donde se produce el etileno. Tal es el caso de los países que no poseen petróleo pero que cuentan con una diversidad de recursos agrícolas y minerales que pueden convertirse en productos químicos; éste es el caso del presente proyecto.

En este trabajo se establece la viabilidad técnica económica de una planta productora de etileno a partir de alcohol etílico de caña de azúcar y se pretende utilizar también el excedente azucarero o azúcar de rezago que se tiene debido a la sustitución de la misma por productos tales como jarabe de maíz y otros edulcorantes derivados del almidón.

El trabajo consta esencialmente de tres secciones: en la primera, se aborda la descripción del producto, su importancia, el estudio del mercado, tanto nacional como internacional, la tecnología existente para procesos convencionales y alternativos. La segunda sección comprende la estructura técnica del proyecto, se establecen las bases de diseño para la elaboración del mismo, considerando las normas vigentes, tanto para la estimación de equipos como para la protección ambiental; se presentan diferentes diagramas, tales como: el diagrama de proceso, diagrama de tubería e instrumentos, así como el diagrama de distribución general de

equipos. También se proporcionan las hojas de datos del equipo mayor y de tuberías.

En la última parte del trabajo se presenta el estudio económico y su metodología, parte importante para determinar uno de los objetivos del mismo: establecer la viabilidad técnica y económica de la planta. Además de la ingeniería desarrollada es necesaria la administración, control y coordinación de las actividades, por lo que se elaboró un programa de actividades necesarias para la culminación del proyecto, así como un control de horas-hombre mediante un diagrama de Gantt, en donde se registra la actividad y el tiempo aproximado para la misma.

El enfoque de este trabajo hace posible la realización de una investigación adicional, para establecer la aplicación que tiene el proyecto en otro país latinoamericano que no posea petróleo, y que reúna las características agrícolas de producción de caña de azúcar requeridas para el mismo; en este sentido se seleccionó a Cuba, que es un país que actualmente basa la mayor parte de su economía en la producción de caña de azúcar y sus derivados y que requiere además de proyectos innovadores, económicos y de tecnología sencilla para obtener productos nuevos derivados de la caña de azúcar.

## **CAPITULO I**

### **USOS Y PROPIEDADES DEL ETILENO**



## 1.0 USOS DEL ETILENO.

El etileno es el hidrocarburo de la serie olefinica más sencillo y ocupa un lugar importante dentro de la familia de productos petroquímicos, tanto por la cantidad producida, como por el número de productos derivados que de él se obtienen. El etileno ocupa el segundo lugar en volumen de producción mundial, después del amoniaco.

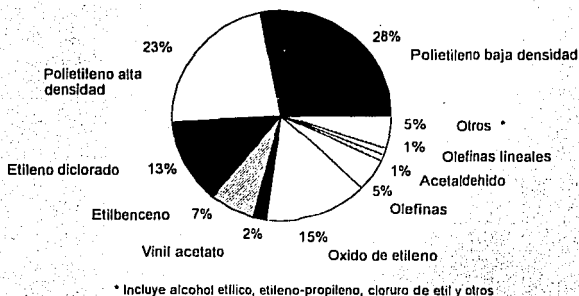
La siguiente tabla muestra la diversidad de productos petroquímicos derivados del etileno:

**TABLA 1.0.1**  
Productos petroquímicos derivados de etileno  
Fuente: Mc Graw Hill, Encyclopedia of Science and Technology,  
5a. Ed. Vol. 10, 1982, p. 63

ETILENO MAS...	PRODUCTO PRIMARIO	PRODUCTO SECUNDARIO
Catalizador	Polietileno	
Oxígeno, ácido acético, catalizador	Acetato de vinilo	
Oxígeno, catalizador	Oxido de etileno	Etiloaminas Acritonitrilo Poliglicoles Etilenglicol Glicoles di y tri-etilénicos
Acido hipocloroso	Cianhidrina de etileno	
Cloro	Dicloruro de etileno	
Bromo	Dibromuro de etileno	
Cloruro de Hidrógeno	Cloruro de etileno	Cloruro de hidrógeno Cloruro de vinilo
Agua, Catalizador	Alcohol etílico	
Acido sulfúrico	Esteres sulfúricos	Alcohol etílico
Benceno	Etil-benceno	Estireno

La utilización de etileno ha variado según la época y el lugar donde se produce. En Estados Unidos, por ejemplo, en épocas anteriores el etileno se utilizaba principalmente para producir alcohol etílico, y los excedentes se utilizaban para producir polietilenos de alta y baja densidad. Actualmente se tiene la siguiente distribución de consumo para los productos derivados, mostrados en la siguiente figura:

**FIG. 1.0.1**  
 Usos de etileno en Estados Unidos.  
 Fuente: Chemical Eng. News, Sept. 16, 1991, p.17



En Japón y al este de Europa, el etileno se utilizaba generalmente para producir óxido de etileno, dicloroetileno y polietileno de alta y baja densidad.

En México la mayor parte del etileno producido, se utiliza para obtener los siguientes derivados: polietileno de alta y baja densidad, óxido de etileno, etil

benceno-estireno, acetaldehido, acetato de vinilo, dicloroetileno, cloruro de vinilo y glicoles.

La utilidad del etileno es de gran importancia por la aplicación de la industria de los productos secundarios derivados de él, además de utilizarse como combustible para soldar y cortar, como anestésico y como acelerador del crecimiento de frutos y vegetales.

En la tabla 1.0.2 se muestra la aplicación de los productos secundarios derivados del etileno.

**TABLA 1.0.2**

Aplicación de productos secundarios del etileno

PRODUCTO SECUNDARIO DERIVADO DE ETILENO	PRODUCTO TERCIARIO	APLICACION
1. Organometálicos	Etil-aluminio	• Surfactantes biodegradables, plastificantes, aditivos petroquímicos
2. Dietilbenceno	Divinil-benceno	• Aceites secantes, resinas
3. Bromoetileno	Succinonitrilo	• Abrillantadores para niquelado electrolítico, solventes selectivos para extracción de aromáticos, fumigantes, colorantes, productos farmacéuticos
4. Polietileno	Baja densidad Alta densidad	• Lámina, tubería, cables • Moldeo por inyección y soplado, tubería
5. Etil-benceno	Estireno Acetofenona Etil antraquinona	• Plásticos • Solventes, perfumes, farmacéuticos • Epoxificación de grasas, blanqueadores
6. Alcohol etílico	Eter etílico Difenil amina Bromuro de etilo	• Solventes, anestésico • Acabados textiles, inhibidor de corrosión, acelerador de hule, insecticida • Refrigerante, solvente, fumigante para fruta y granos

PRODUCTO SECUNDARIO DERIVADO DE ETILENO	PRODUCTO TERCIARIO	APLICACION
7. Acetaldehido	AcetaldoI Acido acético 2-Etil hexanol Pentaeritritol Cloral Acido peracético	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Plastificante, humectante, tinta en prensa, acelerador de hule, síntesis en ácido sórbico y crotonico</li> <li>• Estabilizador de peróxidos y hules, colorantes intermedios, medicinas, solventes, explosivos, cosméticos; plastificantes para pieles, ropa y películas; herbicida, detergentes, emulsionante para agua, aditivos textiles, pintura látex, recubrimientos, vidrio de seguridad, extractos de sabores</li> <li>• Plastificante, agente antiespumante</li> <li>• Plastificante, explosivos, lubricantes sintéticos, resina para moldeo</li> <li>• Manufactura del DDT</li> <li>• Blanqueador textil, papel y aceite, catalizador para polimerizar, bactericidas para alimentar, oxidante en síntesis org.</li> </ul>
8. Cloruro de etilo	Etil celulosa	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Adhesivos, plásticos para inyección, cubiertas protectoras, pigmentos, endurecedor de plásticos, refrigerante, anestésico</li> </ul>
9. Etilen-clorohidrina	Eter dicloro etileno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Solvente para grasas, aceites, ceras, gomas, resinas y jabones, removedor de acabados textiles</li> </ul>
10. Propionaldehido		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Resinas alquílicas, plastificantes</li> </ul>
11. Dicloro etileno	Piperinaza Cloruro de vinilo Tricloroetano	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Inhibidor de corrosión, insecticida, medicina</li> <li>• Fibras, plásticos</li> <li>• Fibras, películas, fumigantes</li> </ul>

## 1.1 PROPIEDADES FÍSICAS.

Las propiedades físicas del etileno se listan en la siguiente tabla:

**TABLA 1.1.0**  
**Propiedades físicas del etileno**  
 Fuente: Encyclopedia of Industrial Chemistry  
 V. 10, p.45

Propiedad	Valor (S.I.) *	Valor (S.I.) **
Color	Incoloro	
Olor	Débil agradable	
Punto de congelamiento	-169.15 °C	-272.47 °F
Punto de ebullición	-103.71 °C	-154.68 °F
Temperatura crítica	9.90°C	48.84 °F
Presión crítica	5.117 MPa	742.00 lb/pig <sup>2</sup>
Densidad crítica	0.21 g/cm <sup>3</sup>	13.12 lb/pte <sup>3</sup>
Densidad a T. ebullición	0.57 g/cm <sup>3</sup>	35.58 lb/pte <sup>3</sup>
Densidad a 0 °C (32 °F)	0.34 g/cm <sup>3</sup>	21.22 lb/pte <sup>3</sup>
Volumen molar (STP)	22.25 L	
Tensión superficial T. eb.	16.50 mN/m	1.13 x 10 <sup>-3</sup> lb/pie
Tensión superf. a 0°C	1.10 mN/m	7.39 x 10 <sup>-5</sup> lb/pie
Calor de fusión	119.50 KJ/Kg	51.37 Btu/lbm
Calor de vaporización T. eb.	488.00 KJ/Kg	209.80 Btu/lbm
Calor de vaporización a 0°C	191.00 KJ/Kg	82.11 Btu/lbm
Entalpía de formación	52.32 KJ/Kg	22.49 Btu/lbm
Entropía	0.22 KH/Kg	0.094 Btu/lbm

\* Sistema internacional

\*\* Sistema inglés

Los valores de viscosidad y presión de vapor, son valores que están en función de la temperatura y la presión, es por eso que no se reportan en este apartado.

## 1.2 PROPIEDADES QUIMICAS.

El etileno es el primer hidrocarburo de la cadena abierta de la serie de alquenos o hidrocarburos insaturados. Su doble enlace le hace tener un comportamiento especial, como por ejemplo su alta reactividad, es muy electronegativo y esto favorece la unión con reactivos electrofílicos (deficientes en electrones). Sufre una gran variedad de reacciones químicas. A continuación se mencionan las que se usan ampliamente en la industria de la transformación:

1. Polimerización a baja densidad para formar polietileno.
2. Adición de cloro para formar 1, 2-dicloroetano.
3. Polimerización de alta densidad para formar polietileno.
4. Oxidación a oxirano.
5. Reacción con benceno para formar etilbenceno y estireno.
6. Copolimerización con otras olefinas.
7. Oxidación a acetaldehído.
8. Hidratación con etanol.
9. Reacción con ácido acético y oxígeno para formar vinil acetato.
10. Otros usos incluyendo producción de alcoholes, olefinas lineales y cloroetil.

## 1.3 TOXICOLOGIA.

El etileno es poco tóxico, pero en concentraciones elevadas puede causar desvanecimiento, inconciencia y asfixia, debido a que desplaza al oxígeno fácilmente. El gas posee características anestésicas y recuperación rápidas, sin efectos sobre el corazón y el pulmón.

La exposición constante con etileno causa anorexia, disminución de peso, insomnio, irritabilidad, nefritis y alteraciones de la memoria a largo plazo. En el lugar de trabajo se debe operar con mascarilla antiasfixiante.

Si el etileno se trabaja como gas comprimido, el contacto con la piel puede realizarse con precauciones apropiadas debido a que estas condiciones son ideales para que el gas sea altamente flamable y explosivo sobre un amplio rango de mezclas etileno-aire. El etileno es espontáneamente explosivo al contacto con la luz solar en presencia de ozono, oxidantes, cloro, reactivos vigorosos, cloruro de aluminio y tetracloruro.

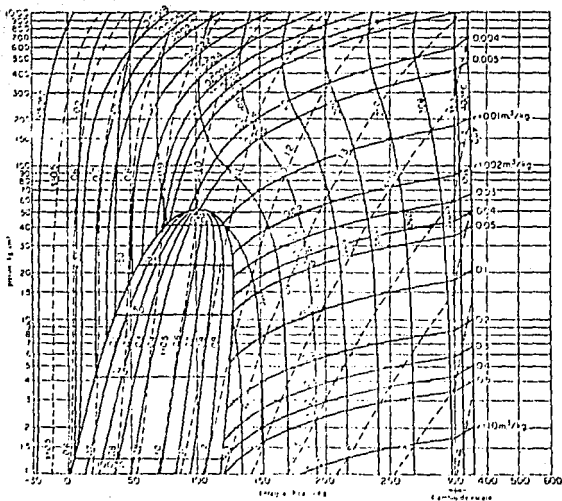
#### **1.4 TRANSPORTE DE ETILENO.**

En líneas de tubería, el etileno debe estar normalmente bajo presión de 580-14,503 lb/plg<sup>2</sup> (4-100 MPa); el rango superior de presión está significativamente arriba de la presión crítica. Bajo condiciones críticas, la temperatura puede ser mayor de 4°C (39°F) para prevenir que se forme etileno líquido. En la figura 1.4.1. se muestra el comportamiento del etileno en un diagrama presión-entalpía, donde se aprecian las zonas en que el etileno se encuentra en sus diferentes estados, y con el cual es posible hacer las consideraciones pertinentes para el manejo del mismo.

Si existe agua en el medio, los hidratos pueden estar a temperatura menor de 59°F (15°C) y las condiciones normales de operación deben ser de flujo tapón y además debe ponerse especial atención en los servicios de drenaje y venteo.

La descomposición de etileno y la ignición espontánea puede resultar capaz de producir explosiones; la descomposición del etileno es función de la presión y la temperatura, además de impurezas, por ejemplo: acetileno y oxígeno.

**FIG. 1.4.1**  
Diagrama de entalpía-presión para el etileno  
Fuente: Perry's, Chemical Engineers Handbook





Los procedimientos de operación deben ser los adecuados para prevenir la descomposición, especialmente cuando hay nitrógeno, oxígeno y otros gases diatómicos presentes.

Además de líneas de tubería, el etileno se puede transportar en buques, ferrocarril, camiones pipa, pero estos medios son muy limitados.

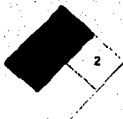
Respecto al almacén, el etileno puede almacenarse en tuberías y tanques subterráneos a alta presión (1540 lb/plg<sup>2</sup>) y en tanques atmosféricos con refrigeración. En los procesos de licuefacción y compresión del gas desde el tanque refrigerado seguido por inyección del líquido, la presión de operación se permite en el rango de 1-10.15 lb/plg<sup>2</sup>.

La transportación mundial de etileno se rige por The International Maritime Dangerous Goods (IMGD), que es un código publicado por la Organización Marítima Intergubernamental de las Naciones Unidas IMO. En los Estados Unidos el transporte del etileno está regido por el Departamento Estadounidense de Transporte (DOT). Las normas de seguridad son las siguientes:

títulos:	49-192 y 49-195	para tuberías de transporte de gas líquido
	112 y 114	para ferrocarriles
	M330 y M331	para camionetas
	33 y 46	para navíos

En la IMGD, el número de identificación de la norma es 1962.

La clasificación del etileno en el Hazardous Chemicals data 1992 de la NFPA (National Fire Protection Association) para gases inflamables es la siguiente:



## ETILENO

Salud :



Materiales que afectan ligeramente a la salud, es deseable contar con equipo de respiración individual en el área de trabajo.

Flamabilidad:



Gases o líquidos volátiles muy inflamables, es deseable contar con equipo de enfriamiento en los tanques de almacenamiento.

Reactividad:



Materiales normalmente estables, reacción con cambio violento pero no llega a detonar.

El método de extinción recomendable es el bióxido de carbono o agua química y es preferible que la flama continúe hasta extinguirse, cuidando que los contenedores carcanos se encuentren con enfriamiento constante.

## **CAPITULO II**

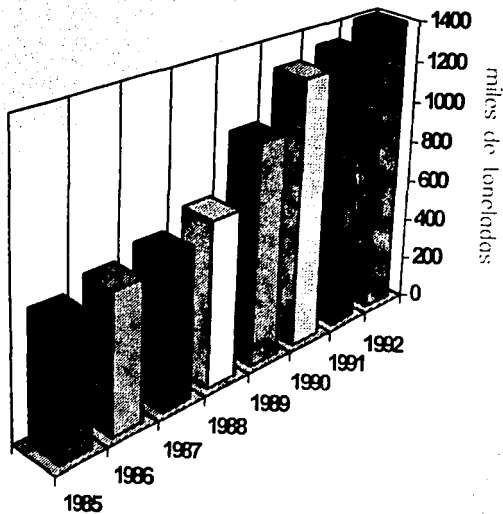
### **MERCADO DE ETILENO**

La producción de etileno inicia a partir de 1930 en Europa, mediante la recuperación de gases de chimeneas de hornos que usaban combustible para su funcionamiento; sin embargo, la producción de etileno empieza a ser significativa a partir de 1940, cuando algunas compañías estadounidenses de químicos y aceites, empiezan a obtener etileno a partir de la refinación de una mezcla de subproductos gaseosos y gas natural resultante de la refinación de petróleo crudo. Desde entonces, el etileno ha venido a sustituir el acetileno en muchas reacciones de síntesis de productos químicos y otros usos; su utilización se ha incrementado de tal forma, que en la actualidad, las plantas existentes no tienen suficiente capacidad instalada para satisfacer la demanda futura y se han tenido que desarrollar proyectos de expansión y modernización de las plantas productoras de etileno existentes.

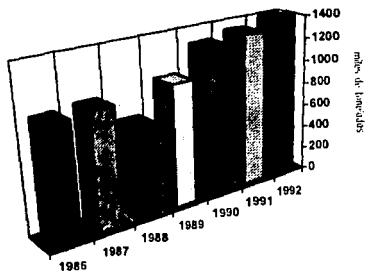
## **2.0 MERCADO NACIONAL.**

Durante 1991, el mercado interno de productos del petróleo reflejó los cambios de la actividad económica del país y los efectos de las nuevas políticas comerciales aplicables; la producción de petroquímicos alcanzó un incremento del 11,8% sobre la producción lograda en 1989, incremento superior en relación a la producción de años recientes. En las siguientes figuras se muestra la información de producción, capacidad instalada y consumo aparente del etileno, así como las exportaciones e importaciones nacionales.

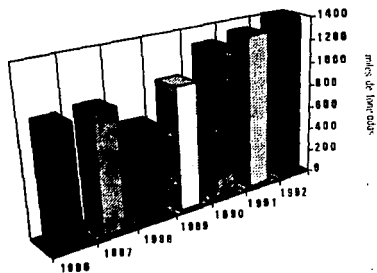
**FIG. 2.0.1**  
Producción Nacional de Etileno  
Fuente: Anuario de Petroquímica Básica 1992. CANACINTRA



**FIG. 2.0.2**  
**Capacidad Instalada**  
 Fuente: Anuario de Petroquímica Básica 1992. CANACINTRA

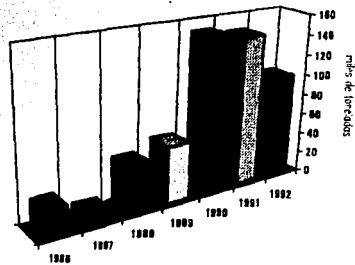


**FIG. 2.0.3**  
**Consumo Aparente**  
 Fuente: Anuario de Petroquímica Básica 1992. CANACINTRA

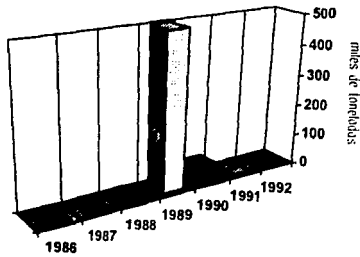


**FIG. 2.0.4**  
Exportación e Importación de Etileno  
Fuente: Anuario de Petroquímica Básica 1992. CANACINTRA

Exportación



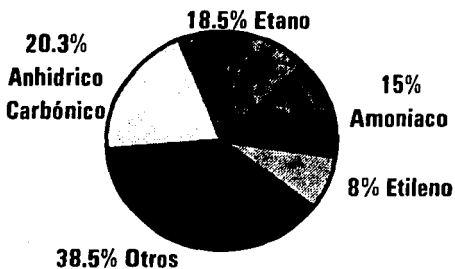
Importación



NOTA: Son los únicos años que ha habido importación

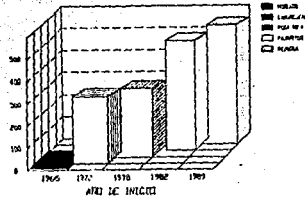
El etileno ocupa el cuarto lugar de producción nacional de petroquímicos (fig. 2.0.5) y su producción alcanzó un incremento del 15.3% a partir de 1989, sin contar el constante crecimiento de producción estimado para 1992; esto se refleja en la secuencia de crecimiento de la capacidad instalada de producción y el número de planta de productoras de etileno de Petróleos Mexicanos, único productor de etileno en México.

**FIG. 2.0.5**  
Estimado de Producción de los Principales  
Productos Petroquímicos en México  
Fuente: Anuario PEMEX 1992



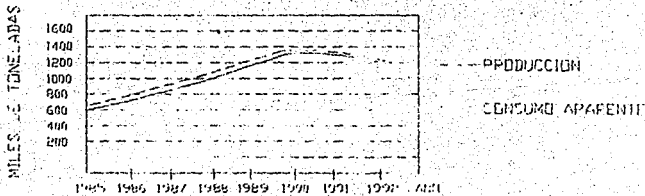


**FIG. 2.0.6**  
 Capacidad Instalada y Plantas Productoras  
 de Etileno en México  
 Fuente: Anuario PEMEX 1992



La producción de etileno en México es suficiente para abastecer el consumo interno de PEMEX y otras compañías como Celanese de México, que consume aproximadamente 30,000 toneladas por año, por lo que no es necesario realizar importaciones desde hace varios años (fig. 2.0.4); por el contrario, no obstante el crecimiento en la producción de derivados de etileno se continúa con la exportación de excedentes de etileno que alcanzaron las 151 y 152 toneladas en 1991.

**FIG. 2.0.7**  
 Comportamiento Producción-Consumo de Etileno en México  
 Fuente: Anuario ANIQ 1992



Además de exportar etileno, México exporta con éxito sus derivados en el mercado europeo; tal es el caso del polietileno de alta densidad, producido en el Complejo Petroquímico Morelos.

La producción y distribución de etileno en México es muy importante y se cuenta con líneas de transporte y distribución de etileno que suman 125.2 Km. en varios diámetros. La siguiente tabla indica el origen y destino de las principales líneas de etileno.

**Tabla 2.0.1**  
Líneas de Transporte de Etileno en México  
Fuente: Anuario PEMEX 1992

PRODUCTO	ORIGEN	DESTINO	DIAMETRO Pulg.	LONGITUD Km.
ETILENO	C.P. Morelos	T.R. Pajaritos	12	9.0
	Cangrejera	Morelos	12	6.2
	Pajaritos	Minatitlán	4	28.0
	Reynosa	Reynosa	10	12.0
	Cobos	Poza Rica	6	66.0
	Pajaritos		14	2.0
	Pajaritos	Pajaritos	6	1.5

## 2.1 MERCADO DE ETILENO EN CUBA.

La exportación petrolera en la República de Cuba, tiene antecedentes en el siglo pasado, ya que en 1881 se perforaron cuatro pozos y se encontró nafta a unos 300 metros; pero este sector no floreció debido a falta de medios, no fue

sino hasta 1955-1958, cuando se desarrolló una gran campaña geológica y geofísica que propició el hallazgo de nuevos yacimientos; esto trajo consigo un mejor aprovechamiento de este recurso mineral, y en 1981 se alcanzó una producción de 258,900 toneladas métricas. A partir de entonces, hasta el período 91-92, la producción de petróleo en Cuba permaneció en régimen ascendente.

Pero debe explicarse que el crudo de Cuba posee una cantidad apreciable de azufre, es asfáltico y sumamente viscoso. Como las refinerías cubanas no son del tipo asfaltero, se hace necesario que antes de ser procesado, el petróleo cubano se mezcle con el soviético para obtener una densidad y una proporción de azufre aceptable. Esta situación conduce a Cuba a una producción limitada de productos derivados del petróleo. Los que Cuba produce son: petróleo crudo, petróleo combustible diesel y gasolina para motor.

Como se observa, Cuba no produce etileno y el que necesita para su consumo interno, lo importa de países de régimen económico socialista y de algunos países latinoamericanos. Sin embargo, debido a la cambiante estabilidad económica de los países socialistas que distribuyen etileno y sus derivados a Cuba, es imperante la necesidad de crear tecnología sencilla y eficiente que permita a Cuba competir con la economía mundial y aprovechar a la vez sus abundantes recursos agrícolas; uno de los cuales, la caña de azúcar, puede proporcionar a Cuba una importante fuente de producción de etileno de alta calidad y con buen rendimiento, sin requerir de los complejos procesos petroquímicos.

## 2.2 MERCADO INTERNACIONAL.

Los principales productores de etileno en el mundo, son: Estados Unidos, Japón y el oeste de Europa (tabla 2.2.1); existen en el mercado 25 productores de etileno en Europa del este, 21 en América (E.U.) y 11 en Asia, sin contar con los especuladores en los países mencionados. (Ver tabla 2.2.1)

**Tabla 2.2.1**  
Países Productores de Etileno  
Fuente: Hydrocarbon Proc., Oct. 91, 2da. Sec. HPI Boxcore

AMERICA	EUROPA DEL OESTE	ORIENTE MEDIO	ASIA
Canadá	Austria	Irán	Turquía
E.U.A.	Bélgica	Irak	China
Argentina	Bulgaria	Paquistán	URSS
Brazil	Finlandia	Israel	Japón
Venezuela	Alemania	Arabia Saudita	Malasia
México	Francia	India	Corea del Sur
	Hungría		Taiwan
	Italia		Tailandia
	Escocia		
	Portugal		

Agrupando a las compañías que producen los mayores porcentajes de etileno en cada uno de los países antes mencionados, las compañías europeas abastecen el 45% de la producción total internacional, en comparación con el 55% de las de Estados Unidos y el 50% en Japón.

La producción de etileno no sólo se centra en Europa, E.U. y Japón, ya que en el mundo existen aproximadamente 35 países más, con volúmenes de producción menores.

En la Tabla 2.2.2 se muestra una relación de producción en Europa y América y las principales compañías productoras de etileno.

**Tabla 2.2.2**  
**Compañías Productoras de Etileno Europeas**  
**Estadounidenses y Japonesas**  
 Fuente: Hydrocarbon Proc., Oct. 91, 2da. sec. HPI Boxcore

<b>EUROPA</b>	<b>AMERICA (E.U.)</b>
Aochen	Exxon Chemical America's
BASF / ROW	Formosa Plastics Corp.
BP Chemicals	Montedison Spa
DOW	Union Texas Petroleum
DSM	Du Pont Nemours
Enimot	Oxichem
Erdochemie	Philliphs 66 Co.
Exxon	
Finaneste	
Huels / veba	
ICI	
Naphtachimie	
Neste	
Norety	
OEMV	
Or	
Shell / ROW	
Star Oil	
URB	
	<b>ASIA (JAPON)</b>
	Mitsubishi Yuka Kabushiki
	Osaka Petrochemical Ind. Co.
	Swosa Denkokk

En los últimos años se ha experimentado un fuerte crecimiento de la demanda de los productos derivados del etileno y de etileno mismo. Este efecto, conlleva a un crecimiento de estrategias de producción y a la creación de nuevos proyectos de expansión, modernización y creación de nuevas plantas productoras de etileno, así como a la investigación de nuevos procesos para producirlo.

Sin embargo, a pesar del crecimiento en el consumo y producción de etileno, los precios de venta de éste no han seguido un régimen de constancia, por el contrario, al igual que varios productos petroquímicos, el etileno se vio afectado por el conflicto del Golfo Pérsico; antes de éste el etileno costaba 30 centavos de dólar por libra; en pleno conflicto, 19 centavos y después se estableció en 23 centavos; actualmente el precio se encuentra estabilizado en este valor. El precio del etileno también es función de los materiales de alimentación; actualmente las materias primas más económicas son las naftas y por consecuencia las más utilizadas en el período 1991-1992.

### **2.3 PRODUCCION NACIONAL VS. PRODUCCION INTERNACIONAL.**

De acuerdo al estudio anterior del mercado nacional e internacional del etileno, se puede establecer una gráfica comparativa de producción entre los principales productores del mundo y México. La Fig. 2.3.0 muestra esta relación.

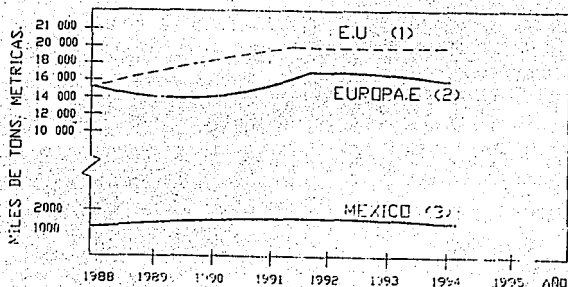
**Fig. 2.3.1**

Producción Nacional vs. Internacional

Fuente: (1) Chem. Eng. News. August 14, 1989, p. 10

(2) Chem. Eng. News. Sept. 9, 1991, p. 11

(3) Anuario Asoc. Nal. de Ing. Química (ANIQ) 1992



Como puede observarse, la producción mexicana de etileno es muy baja en relación a Estados Unidos y Europa; esta discrepancia tan grande, puede explicarse debido a que en E.U. y Europa, la producción de etileno la realizan compañías particulares; además de que estos países producen etileno no sólo a partir de petróleo, sino también a partir de procesos alternativos como son: vía syngas y deshidratación de alcoholes entre otros, en cambio en México, los derechos de producción de etileno se otorgan sólo a la compañía paraestatal

PEMEX (Petróleos Mexicanos), por pertenecer el etileno a la lista de petroquímicos básicos o primarios. Debido a esto, no existen alternativas de competencia que conduzcan a mejorar los procesos existentes de producción a partir de petróleo y por consiguiente a incrementar la producción misma. También es importante mencionar que en México, el etileno se produce sólo a partir de petróleo y no existe la explotación de los recursos agrícolas y minerales existentes que permitan la producción de etileno como es el caso de Brasil, India, Turquía y Paquistán, que además de producir etileno vía cracking de hidrocarburos, también lo producen utilizando los desechos agrícolas que producen alcohol etílico, para su posterior deshidratación a etileno.

Por otra parte, como la producción de etileno en Estados Unidos, que es el mayor productor en el mundo, no es la suficiente para abastecer su consumo interno, es obvio que se requerirán de importaciones de etileno de otros países productores del mismo, incluyendo a México, por lo que será necesario incrementar la capacidad instalada, así como la producción de etileno.



## **CAPITULO III**

### **USOS Y CARACTERISTICAS DE LA MATERIA PRIMA**

El alcohol industrial o etanol, es uno de los más antiguos descubrimientos del hombre, como consecuencia de la producción de bebidas alcohólicas; en la actualidad, el alcohol etílico es importante por su gran variedad de usos, tales como disolvente, farmacéutico y bebidas entre otros. En el presente capítulo se describen en forma más detallada los usos y características del etanol, así como el proceso de fermentación a partir del cual se obtiene.

### **3.0 PROPIEDADES FISICAS.**

En la nomenclatura industrial, el alcohol industrial es el alcohol etílico o etanol ( $C_2H_5OH$ ), que contiene 95% de etanol y 5% de agua. El etanol en su forma pura es un líquido incoloro, miscible en cualquier proporción con el agua, éter, acetona, benceno y algunos otros solventes orgánicos.

En la tabla 3.0.1 se muestran las propiedades físicas más importantes para fines de diseño.

Las combinaciones etanol-agua proporcionan mezclas azeotrópicas, las cuales por destilación sencilla proporcionan la más alta concentración de etanol, que es 95%, pero el alcohol absoluto puede obtenerse mediante la ayuda de un tercer solvente.

**Tabla 3.0.1**  
**Propiedades Físicas del Alcohol Etilico**  
 Fuente: Encyclopedia of Ind.Chem. Ullman's  
 V. A-9 p.588

PROPIEDAD	VALOR (SISTEMA INTERNACIONAL)	VALOR (SISTEMA INGLES)
Punto de ebullición normal	78.39 °C	173.10 °F
Punto de fusión normal	-144.15 °C	-173.47 °F
Tensión superficial	22.03 mN/m	1.51 x 10 <sup>-3</sup> lb/pie
Cp (16-21 °C)	2.415 J/g°R/g R°	8.86 BTU/lb <sub>m</sub> °F
Calor de fusión	464. KJ/mol	4.39 BTU/mol
Calor de evaporación		
70 °C	900.83 KJ/Kg	442.0 BTU/lbm
80 °C	799.05 KJ/Kg	465.3 BTU/lbm
100 °C	799.05 KJ/Kg	462.3 BTU/lbm
Calor de combustión a V cte.)	1380.82 KJ/mol	1308.83 BTU/mol
Viscosidad dinámica	1.19 mPa S	2.48 E-5 lb/pie <sup>2</sup> seg
Punto de flash	13.0 °C	55.4 °F
Temp. autoignición	425.0 °C	741.0 °F
Presión de explosión	730.0 Kg/cm <sup>2</sup>	1537.7 lb/pie <sup>2</sup>

### 3.1 PROPIEDADES QUIMICAS.

Las propiedades químicas del etanol están gobernadas por el grupo funcional OH, el cual rige muchas reacciones químicas industriales importantes, tales como deshidratación, halogenación, esterificación y oxidación entre otras.

Este apartado se refiere sólo a la deshidratación, que es el mecanismo para producir etileno a partir de una reacción de eliminación.

Para transformar el etanol en etileno, es necesaria la eliminación conjunta del oxidrilo y un hidrógeno unido a un átomo de carbono adyacente al oxidrilo, es evidente que la reacción ha de verificarse mediante el empleo de agentes deshidratantes o sometiendo el alcohol a condiciones de deshidratación. Uno de los métodos más eficaces se basa en la deshidratación catalítica, la cual consiste en hacer pasar los vapores del alcohol a través de un relleno de gránulos de alúmina o caolín y mantener una temperatura entre 350-400 °C.

El método de deshidratación que emplea agentes deshidratantes químicos, es menos recomendado ya que se obtienen rendimientos bajos, debido a la formación de productos secundarios, además de que la deshidratación no es sencilla, sino que se produce a través de fases intermedias, y a la temperatura óptima de deshidratación produce éter además de etileno.

### **3.2 TOXICOLOGIA.**

Las principales manifestaciones toxicológicas causadas por etanol, son debidas al consumo oral, éste provoca alteraciones en el funcionamiento normal del hígado y el miocardio, además del retardo en el desarrollo fetal en el caso de mujeres embarazadas.

La inhalación de etanol causa irritación en membranas mucosas, excitación, somnolencia, narcosis, dolor de cabeza, anorexia, fatiga ocasionada por fallas respiratorias.

Es aconsejable mantener las siguientes medidas preventivas en el manejo de etanol:

a) Precauciones higiénicas.-

Examen físico periódico de la persona expuesta en forma continua a atmósfera de etanol.

b) Primeros auxilios.-

Lavar ojos con agua y practicar lavado gástrico en caso de consumo de alcohol desnaturalizado.

### 3.3 ALMACEN Y TRANSPORTE.

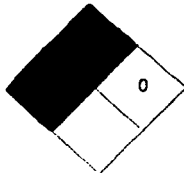
Los contenedores deben protegerse contra daños físicos, los tanques de almacén y sistemas deben construirse fuera y lejos de edificios de personal, el almacén debe estar ventilado y fresco, limitando la cantidad almacenada de tambores o contenedores sellados.

La forma de almacenamiento, debe evitar toda fuente de ignición, se deben eliminar las cargas estáticas posibles y no deben almacenarse junto con percloratos, peróxidos, ácidos crónico y nítrico, debe manejarse con protector respiratorio, gafas, botas de hule, además de casco.

El etanol puede transportarse en pipas, tanques de tren, tambores de 10 lt. y contenedores pequeños de vidrio o metal.

En caso de requerimientos de calidad especiales, los tambores pueden ser forrados con resinas fenólicas.

La clasificación del etanol en el Hazardous Chemicals Data 1992 de la NFPA (National Fire Protection Association) para líquidos inflamables es la siguiente:



#### ETANOL



Materiales que en exposición bajo condiciones de fuego, no ofrecen mayor peligrosidad que los materiales combustibles ordinarios.



Gases o líquidos volátiles muy inflamables, es deseable contar con equipo de enfriamiento en los tanques de almacenamiento.

0

Materiales que son normalmente estables; no reactivos con el agua

Los posibles métodos de extinción son: agentes químicos, espumas aciónicas o bióxido de carbono, el agua debe utilizarse sólo como medio de enfriamiento para prevenir expansión de fuego.

### 3.4 OBTENCION DE ETANOL A PARTIR DE FERMENTACION.

Aún cuando la fermentación de frutas para producir alcohol era conocida por los hombres primitivos y la elaboración de algunas bebidas a partir de frutas y granos tiene siglos de haberse establecido, el uso generalizado de este procedimiento sólo ha sido reconocido durante los últimos cien años. Ahora los científicos dirigen los procesos vitales de las levaduras, hongos y bacterias para producir sustancias químicas; la fermentación actual se define como cualquier proceso microbiano controlado por el hombre, que proporciona productos útiles.

Para producir alcohol etílico pueden utilizarse materias celulósicas como maderas, desperdicios de madera y licores sulfíticos, pero este último no es competitivo, debido al costo de convertir materiales celulósicos en azúcares fermentables; en cambio, se considera al maíz como la materia prima más prometedora para obtener alcohol por fermentación, especialmente para emplearlo como gasohol.

Para fines del presente proyecto, de acuerdo con estudios agroindustriales realizados para los países de México y Cuba, se estudiará la fermentación de azúcares fermentables de la caña.

Los principales derivados de la caña de azúcar, son: azúcar, miel, bagazo y etanol. Las melazas son el subproducto de la fabricación del azúcar cristalizable; tienen una apariencia de jarabe oscuro con olor de azúcar.

quemada, el cual contiene sales inorgánicas e impurezas en la solución saturada de sacarosa que impiden su cristalización.

La composición de las melazas varía según la clase de caña, del suelo, clima y métodos de fabricación; las melazas de caña son de pH más o menos ácido (5.5 a 6.5) y las de remolacha son alcalinas (7.5 a 8.6).

Las melazas se fermentan para producir alcohol etílico, ron, levaduras, ácidos orgánicos y cetonas. El material sacarino contenido en ellas se fermenta directamente, ya sea con las melazas no cristalizables o terceras melazas que contienen aproximadamente 55% de azúcar invertido (glucosa + fructuosa) sacarosa.

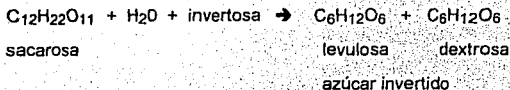
El microorganismo que fermenta las melazas es una levadura llamada "sacharomyces cerevisiae", que se nutre con diversos azúcares simples (aeróbicamente), los reduce en agua y bióxido de carbono. Estos microorganismos se multiplican rápidamente y toleran concentraciones de alcohol, continuando el proceso de fermentación.

La composición de la levadura fermentadora es bicarbonato sódico, ingredientes ácidos y almidón. Este último es utilizado para inactivar los ingredientes ácidos hasta que se mezclan en la masa y estandarizan la composición.

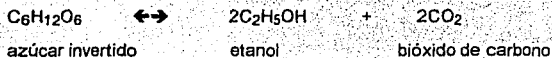
El proceso de fermentación en las mieles, es el siguiente:



1. Se invierte la sacarosa mediante invertasa, que producen las levaduras de fermentación (*sacharomyces cerevisiae*):



2. Las levaduras convierten el azúcar invertido en alcohol etílico y bióxido de carbono:

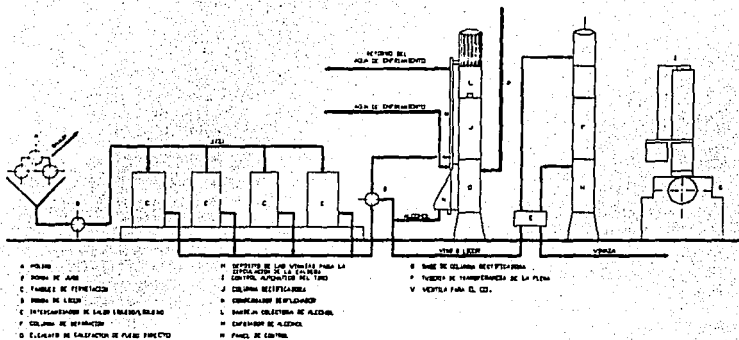


El rendimiento teórico de 1 lb. (0.45 Kg.) de azúcar invertido es de 0.511 lb. (0.23 Kg.) de alcohol absoluto y 0.484 lb. (0.22 Kg.) de CO<sub>2</sub>.

Del bagazo se puede obtener también alcohol. El bagazo es el desperdicio celulósico compuesto de carbohidratos, el cual es el material orgánico más abundante y renovable. Los desperdicios celulósicos incluyen: los agrícolas (paja, bagazo, olotes, hojas, etc.); los de madera (aserrín, corteza, astillas, etc.) y los municipales (papel). El desperdicio celulósico se somete a proceso de molienda y posteriormente a hidrólisis ácida, ya sea de alta o baja concentración de ácido; este último se utiliza para producir azúcar y posteriormente etanol.

La fig. 3.4.1 muestra un diagrama de flujo de una microdestiladora para la producción de alcohol a partir de las melazas de caña.

**Figura 3.4.1**  
**Diagrama de Flujo de una Microdestiladora**  
 Fuente: Manual de Proc. Quím. en la Industria



## **CAPITULO IV**

### **MERCADO DE MATERIA PRIMA**

En la evaluación de un proyecto es importante considerar el análisis de mercado, tanto de producto terminado como de materia prima. El primero fue abordado en el Capítulo II. En el estudio de mercado de materia prima, se consideran varios aspectos, por ejemplo, la cercanía que tiene el lugar de producción de ésta, con referencia al lugar en donde se instalará la planta de etileno, la cantidad que se produce en dicha región, etc.

En este capítulo se abordará la producción y el consumo de materia prima (alcohol etílico) en México y Cuba, también se hace un análisis de producción nacional de azúcar, tomando en cuenta que ésta es una alternativa de producción de alcohol etílico.

#### **4.0 PRODUCCION DE ETANOL EN MEXICO.**

La única forma de producción industrial de alcohol etílico en México es por fermentación de melazas, jugo de caña de azúcar y jugo de azúcar de remolacha, aunque algunas compañías de bebidas tengan sus propios métodos de fabricación de etanol, la mayoría de éstos se basan en la fermentación de material orgánico mediante levaduras o enzimas.

En el país existen 64 ingenios de los cuales aproximadamente 46 producen alcohol etílico. A continuación se proporciona una lista de los ingenios azucareros que producen etanol, así como las cantidades que se producen y la calidad del etanol producido.

**TABLA 4.0.0**

Producción de Alcohol Ciclo 1990

(miles de litros)

Fuente: Anuario Azucarero 1989-1990. (BANCOMEXT)

SECTORES REGIONALES ESTADOS E INGENIOS	ALCOHOL/TON MIEL 85 ° BRIX LITROS	TOTAL	CALIDAD	COMUN
Alto Veracruz	1,026.95	11,583	9,161	2,422
El Potrero	231.89	5,427	5,427	
Independencia	265.63	3,734	3,734	
Mahuistlán	257.49	1,040		1,040
San Miguelito	271.94	1,382		1,382
Bajo Veracruz	861.29	25,959	23,502	2,457
Cuatotolapan	198.01	2,860	2,860	
San Cristobal	248.27	17,376	16,197	1,179
San Gabriel	245.06	1,278		1,278
San Pedro	169.95	4,445	4,445	
Balsas	458.06	4,086		4,086
San Sebastián	214.87	1,202		1,202
Santa Clara	243.19	2,884		2,884
Centro	825.87	4,974	2,958	2,016
Calipam	275.85	2,001	2,001	
Casasano	300.22	2,016		2,016
Oacalco	249.80	957	957	
Huastecas	201.44	3,725	3,725	
Alianza Popular	201.44	3,725	3,725	

SECTORES REGIONALES ESTADOS E INGENIOS	ALCOHOL/TON MIEL 85 ° BRIX LITROS	TOTAL	CALIDAD	COMUN
Noreste	248.70	14,411	5,776	7,635
Los Mochis	261.53	6,186	5,776	410
Puga	273.91	2,850		2,850
Rosales	263.35	5,375		4,375
Occidente	251.18	4,102		4,102
José Ma. Martínez	251.18	4,102		4,102
Pacífico Sur	179.39	2,536		2,536
Pujilic	179.39	2,536		2,536
Sureste	237.06	4,328	4,328	
Santa Rosalía	237.06	4,328	4,328	
Privado	2,274.77	25,110	22,325	3,285
Constancia	279.74	1,084		1,084
Dos Patrias	254.12	771		771
El Carmen	258.02	3,194	3,030	164
El Molino	251.65	2,703	2,571	132
La Joya	231.43	1,701	1,701	
Providencia	230.77	2,769	2,636	633
San José de Abajo	265.43	3,217	3,159	58
Tamazula	240.05	4,468	4,326	142
Xicoténcatl	263.56	5,203	4,902	301
Cooperativas	3,023.79	99,182	65,325	33,857
Emiliano Zapata	344.64	4,319		4,319
Campeche	231.43	1,701	1,701	
Chiapas	179.39	2,536		2,536
Jalisco	245.25	8,570	4,326	4,244
Michoacán	234.11	4,086		4,086
Morelos	315.97	7,292	957	6,335
Nayarit	262.60	5,553	2,571	2,982
Puebla	275.85	2,001		2,001
S.L.P.	201.44	3,721	3,721	
Sinaloa	262.28	10,561	10,561	
Tamaulipas	229.92			
Veracruz	240.91	48,842	41,488	7,354

El alcohol etílico puede clasificarse según su uso:

- a) Industrial o desnaturalizado
- b) Común

El alcohol común es el que se utiliza para procesar bebidas alcohólicas, medicinas y también es aprovechado como solvente farmacéutico; El alcohol industrial o desnaturalizado, es una mezcla de etanol con otro líquido de uso industrial. Se le denomina alcohol industrial porque la mezcla es nociva para la salud si se ingiere o se está en constante exposición (inhalar).

Es utilizado generalmente como solvente.

La distribución de alcohol etílico en el país, es la siguiente:

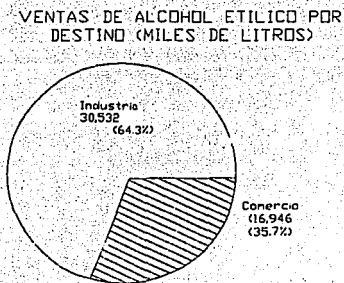
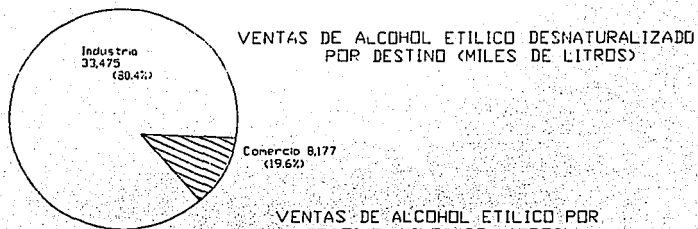
**TABLA 4.01**  
Ventas de Alcohol Etílico por Clase y Destino  
(miles de litros)

DESTINO	TOTAL	ETILICO	ETILICO DESNATURA- LIZADO
Comercio	25,123	16,946	8,177
Almacenistas rurales	17,057	12,636	4,421
Almacenistas en el D.F.	5,392	2,296	3,096
Ingenios	1,407	1,407	
Particulares	481	483	18
Dependencias oficiales	722	80	642
Otras	64	64	

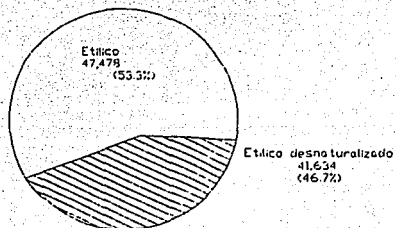
DESTINO	TOTAL	ETILICO	ETILICO DESNATURA- LIZADO
<b>Industria</b>	<b>63,989</b>	<b>30,532</b>	<b>33,457</b>
Envasadores en recipientes menores	9,398	3,447	5,951
Fabricantes de bebidas alcohólicas	24,410	24,410	
Fabricantes de pinturas	3,572	268	3,304
Fabricantes de productos químicos	13,907	537	13,448
Fabricantes de perfumes	5,745	237	5,508
Laboratorios	1,579	922	757
Fabricantes de prod. industriales varios	1,080	229	851
Fabricantes de cigarros	324	184	140
Fabricantes de prod. alimenticios	275	275	
Fabricantes de vinagre	2,907	2,907	
Fabricantes de éter	612	21	591
<b>TOTAL</b>	<b>89,112</b>	<b>47,478</b>	<b>41,634</b>



**FIG. 4.0.0**  
**Ventas de Alcohol Etílico por Clase y por Destino**  
 Fuente: Anuario Cañero 1989-1990. (BANCOMEXT)



VENTAS DE ALCOHOL POR CLASE (MILES DE LITROS)



#### 4.1. PRODUCCION DE AZUCAR EN MEXICO.

La crisis económica que sufre la industria cañera mexicana, es la más severa en toda su historia; esta crisis surgió en 1990, con una serie de importaciones excesivas que realizó el gobierno federal, aprovechando los bajos precios internacionales. En ese año, el déficit interno era de 600 mil ton. métricas, pero las importaciones alcanzaron un total de un millón 800 mil toneladas; para 1991 se continuó importando y el volumen total de compras sumó 800 mil toneladas; al finalizar 1991, los inventarios finales de los 70 ingenios existentes hasta entonces en el país, sumaron un total de un millón 200 mil toneladas, triplicando así la reserva reguladora que se debe tener en tiempos de oferta balanceada.

Para 1992, se calculó que la producción nacional de azúcar alcanzaría tres millones 300 mil toneladas, volumen que al sumarse con la existencia almacenada da un total de 4 millones 500 mil toneladas, de las cuales cuatro millones 200 mil serían destinadas al consumo interno del país, pero las importaciones no se han suspendido (enero 1993) y existe la perspectiva de que México pudiera importar de Estados Unidos edulcorantes bajos en calorías, en particular para la industria refresquera del norte del país, que está a una distancia considerable de las regiones productoras de azúcar en México.

Esta situación deja ver que en vez de obtener mejoras en el consumo interno de azúcar, se obtendrá un incremento en la importación de ésta, ya que ni siquiera se consumiría el azúcar almacenado en la actualidad (3'360,000 toneladas).

El presente proyecto ofrece la posibilidad de utilizar la producción azucarera mexicana para procesar un producto de mayor utilización y con mejores posibilidades de exportación y consumo interno que el azúcar y el alcohol etílico, y que además tiene gran demanda internacional.

## **4.2 PRODUCCION DE AZUCAR EN CUBA**

Al principio del proceso revolucionario de Cuba, la industria azucarera recibió duros golpes (1955-1958); la producción azucarera alcanzó su más bajo punto en 1963, y no fue hasta el período 1966-1970, cuando se realizó el primer plan de desarrollo de la industria azucarera, que se dedicó una extensión mayor de tierra al cultivo cañero y se introdujo el uso de fertilizantes. En 1970 se alcanzó la mayor zafra de todos los tiempos y la mayor caña de azúcar en todo el mundo.

Posteriormente, se produjo una reducción de las cosechas, pero a partir de 1973, el ascenso productivo ha sido continuo. En 1985, el alza de caña se mecanizó totalmente y la mecanización del corte se elevó al 62%. todas las centrales azucareras pasaron entonces a convertirse en complejos agroindustriales.

En 1989 el programa económico cubano señalaba que la industria azucarera continuaría ocupando un lugar preponderante en la economía nacional, pero en ese entonces se contaba con las crecientes relaciones económicas con la Unión Soviética y demás países socialistas; esta situación cambió un poco

debido a los actuales cambios que se registran en el régimen socialista; pero se dice poco, porque las relaciones comerciales con Latinoamérica se han estado expandiendo y el programa de 1989 para la industria azucarera sigue vigente; este plan incluye el máximo aprovechamiento de las capacidades instaladas, la ampliación y reconstrucción de fábricas existentes y de nuevas inversiones, el aprovechamiento integral de la caña de azúcar, incluido su potencial energético en el uso de combustibles.

La industria de derivados de caña será priorizada en los próximos años como objetivo de desarrollo más importante para la economía cubana.

Más de un centenar de fábricas se dedican a esta producción existiendo entre ellas 14 refinerías y para dinamizar el comercio de azúcar, funcionan siete terminales de embarques de azúcar a granel.

Entre los derivados de caña de azúcar más importantes producidos en Cuba, tenemos: azúcar crudo y refino, alcoholes, ácidos, amoníaco, mieles, cera, melazas, sirope, rones, papel, maderas y bagazo para combustible.

Actualmente se realizan estudios para obtener gasohol y otros combustibles a partir de alidóhol de caña de azúcar, y es importante también mencionar que además de los productos listados anteriormente, en Cuba se producen otros 17 productos más.

A continuación se muestra una tabla comparativa de área cosechada de caña de azúcar y de producción de azúcar entre los primeros cuatro productores de América.

**TABLA 4.3.1**

Superficie Cosechada de Caña de Azúcar

Fuente: Production Estimates and Crop Assessment Division  
FAS, USDA, 1992

PAIS (PERÍODO)	AREA COSECHADA (1000 Ha.)	PRODUCCION DE CAÑA (MT/Ha)	PRODUCCION DE AZUCAR DE CAÑA (1000 T)
<b>BRASIL</b>			
1990 / 1991	1770	64.1	75,000
1991 / 1992	1220	61.5	75,000
1992 / 1993 (Mayo)	1220	61.5	75,000
<b>CUBA</b>			
1990 / 1991	1350	50.0	67,500
1991 / 1992	1200	45.0	54,000
1992 / 1993 (Mayo)	1200	45.0	54,000
<b>MEXICO</b>			
1990 / 1991	525	68.6	36,000
1991 / 1992	519	68.0	35,200
1992 / 1993 (Mayo)	530	68.3	36,200
<b>COLOMBIA</b>			
1990 / 1991	117	122.9	14,375
1991 / 1992	119	122.3	14,550
1992 / 1993 (Mayo)	120	122.5	14,700

## **CAPITULO V**

### **PROCESOS DE OBTENCION DE ETILENO**

En el presente capítulo se describen algunos de los procesos utilizados para la producción de etileno; éstos se pueden clasificar en: convencionales y alternativos. En la sección correspondiente a los procesos convencionales, se comienza con una descripción general de estos procesos, que son los de cracking térmico y posteriormente se especifican estos procesos convencionales con la descripción de tres procesos desarrollados por diferentes compañías de ingeniería, tales como: Proceso I: M.W. Kellog; Proceso II: Lummus Crest y Proceso III: Stone and Webster.

La segunda sección de este capítulo, describe los procesos alternativos, es decir, los que no utilizan petróleo como materia prima; en éstos a su vez, se consideran diferentes procedimientos, dependiendo de la materia prima utilizada, así como de los reactores utilizados. Los procesos alternativos descritos son los siguientes:

- |  |   |
|--|---|
|  | Cracking catalítico de metanol            |
| 1) Etileno vía syngas:                   | Líquidos superiores                       |
|  | Etileno vía homologación y deshidratación |
|  | Proc. Lummus lecho fijo                   |
| 2) Etileno vía deshidratación de etanol: | Proc. Lummus lecho móvil                  |
|  | Proc. Halcón S.D.                         |

El proceso alternativo propuesto, se estructuró en base a las mismas operaciones unitarias que presentan los procesos alternativos de producción de etileno vía deshidratación de etanol, con algunos ajustes y modificaciones; debido a esto se presenta una tabla comparativa entre los procesos alternativos vía deshidratación de etanol, considerando esta comparación como una justificación para la elección del proceso propuesto.

## 5.0 PROCESOS CONVENCIONALES DE PRODUCCION DE ETILENO.

Más del 97% de la producción anual comercial de etileno se basa en el cracking térmico de hidrocarburos líquidos y/o gaseosos con vapor, el proceso comúnmente se llama pirólisis o cracking con vapor.

La descripción básica de un proceso de cracking es la siguiente: una corriente de vapor de hidrocarburos se calienta y mezcla con vapor de agua, posteriormente mediante calentamiento se lleva hasta la temperatura de cracking (500-650°C dependiendo de la alimentación). El vapor entra entonces a un reactor tubular, donde a un tiempo de residencia, perfil de temperatura y presión parcial controlados, se calienta hasta 750-875°C. Los enlaces de los hidrocarburos saturados de la alimentación se rompen para formar moléculas más pequeñas, como el etileno y otras olefinas. (La conversión de hidrocarburos saturados a olefinas es altamente endotérmica, así que se requiere de altos consumos de energía). Saliendo de los tubos, se requiere de un rápido enfriamiento hasta 550-650°C, para evitar reacciones secundarias; por último, los gases resultantes se separan para obtener los productos deseados.

La tabla 5.0.1 muestra varias materias primas de alimentación que se utilizan comúnmente para producir etileno, así como los porcentajes producidos a partir de cada uno de ellos.



**TABLA 5.0.1**  
**Producción de Etileno por Alimentación**  
**Fuente: Encyclopedía of Ind. Chem. Ullman's, V. A-10 p.46**

ALIMENTACION	PRODUCCION (%)
Naftas	51.9
Etano	24.3
Propano	11.1
Gasoleo	10.6
Butano	0.9
Otros	1.2

El etanol fue la primer materia prima utilizada para producir etileno, le siguieron propano, naftas, gasóleo y butano. Los estudios económicos indican que el etano y el propano son las materias de carga más costeables cuando se desea producir solamente etileno. Cuando se usa propano como materia prima se forma una considerable proporción de propileno en la pirólisis, junto con etileno y es conveniente separar este material para aprovecharlo en otras operaciones químicas, en lugar de efectuar nueva desintegración pirogenada para producir más etileno. El etano tiene la ventaja de dar mayor rendimiento, pues su conversión en etileno requiere sólo la desintegración; sin embargo, en la actualidad, la materia prima más utilizada para producir etileno son las naftas.

Los procesos de cracking con alimentación líquida son más complejos que los de alimentación gaseosa, debido a que las alimentaciones líquidas contienen

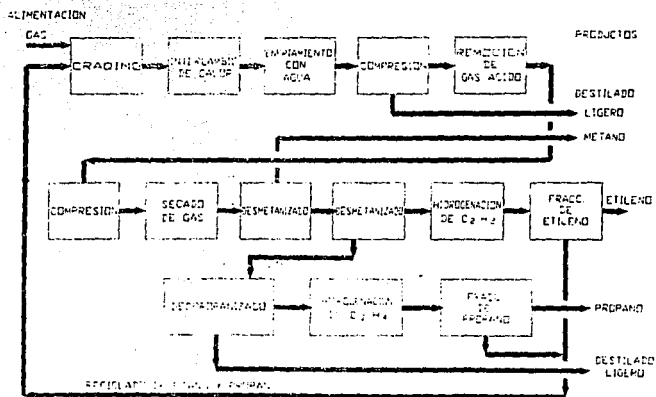
compuestos pesados, ambos procesos difieren en la configuración de las etapas de proceso, principalmente en las secuencias de fracciónación e hidrógenación.

A continuación se muestran los diagramas de bloques para cracking de hidrocarburos gaseosos y líquidos, como una descripción muy general de ambos procesos. (Figuras 5.0.1 y 5.0.2)

FIG 5.0.1

Diagrama de bloques simplificado para la producción de etileno via cracking de gas

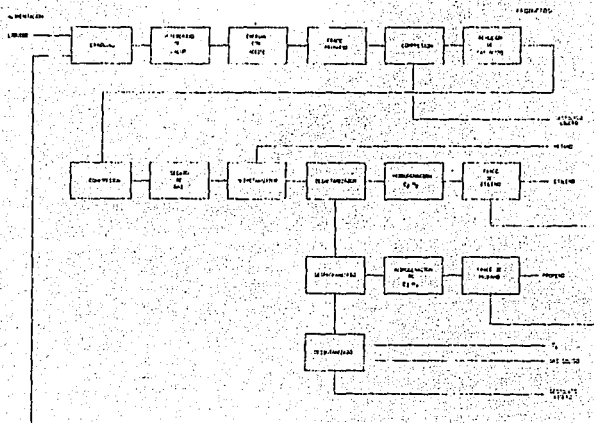
Fuente: Encyclopedia of Ind. Chem. Ullman's, V. A-10 p.77



**FIG. 5.0.2**

Diagrama de bloques simplificado para la producción de etileno y otros compuestos vía cracking de gas líquido

Fuente: Encyclopedia of Ind. Chem. Ullman's, V. A-10 p.77



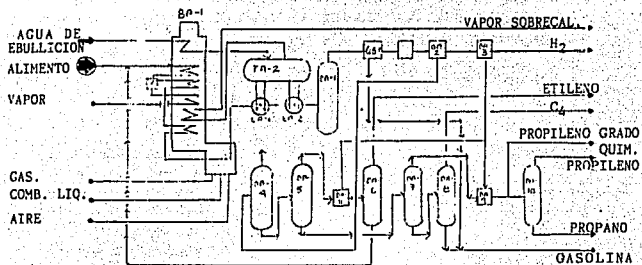
A través de varias décadas, importantes compañías de ingeniería han diseñado procesos de producción de etileno a partir de petróleo. A continuación se muestran tres ejemplos de procesos utilizados actualmente, diseñados por las compañías M.W. Kellogg, Lummus Crest y Stone and Webster, que se basan en la pirólisis o cracking de vapor.

### 5.0.1 PROCESO I

Cla. concesionaria: M.W. Kellogg

Aplicación: Para producir etileno y propileno grado polimérico; un producto rico en butano; gasolina de pirólisis rica en aromáticos; un producto hidrogenado y combustible por medio de pirólisis fase vapor.

FIG. 5.0.3  
Diagrama de Proceso  
Fuente: Hyd. Procc.; May 1991; p.77



#### LISTA DE EQUIPO:

BA-1 Horno de pirólisis  
DA-1 T. fraccionadora  
DA-2 T. secado  
DA-4 Ultra-purificadora  
DA-6 C. fraccionadora  
DA-12 T. hidrogenadora

EA-1 Enfriador  
EA-2 Enfriador  
DA-3 C. desmetanizadora  
DA-5 C. desmetanizadora  
DA-7 a 11 C. fraccionadora  
GB-1 Compresor

## DESCRIPCION:

El diagrama mostrado es típico para la producción de etileno y otros subproductos por medio de pirólisis de una alimentación líquida de hidrocarburos.

En el horno de pirólisis (BA-1), la alimentación se combina con vapor y se sujeta a cracking a alta temperatura para producir un gas rico en olefinas. El horno de cracking de Kellogg, utiliza tiempos de reacción bajos, menores de 1 segundo, con altas temperaturas de salida (1600 - 1700°C). Estas condiciones son más selectivas para reacción de formación de olefinas.

Los gases de pirólisis se enfrían (EA-1 y EA-2), y después se envían al fraccionador pirólitico (DA-1) donde el aceite combustible se separa del flujo gaseoso principal.

Los gases enfriados se comprimen en un compresor centrífugo multietapas (GB-1), con enfriamiento interno y remoción líquida entre etapas. Los vapores pasan después a un sistema de eliminación de gas ácido y de secado (DA-2), posteriormente pasan a un desmetanizador (DA-3) donde se elimina vapor rico en hidrógeno. Una porción de este vapor es ultrapurificado (DA-4) para su uso en convertidores catalíticos. El desmetanizador (DA-5) y la subsecuente columna fraccionadora destina la mezcla de hidrocarburos a los flujos de producto final de un gas combustible rico en metano, (DA-6), etileno grado polimérico (DA-7) propileno químico.

El metil-acetileno y propadieno son hidrogenados (DA-12) antes de la torre de purificación de propileno. El etano se recircula hacia el horno de pirólisis (BA-1).

La refrigeración se proporciona por medio de un sistema de cascada externa de propileno-etileno y por expansión de gas.

#### PRODUCTOS.

Puede obtenerse etileno por arriba del 35% para una alimentación de naftas y de 30% para alimentación de gasóleo.

#### PLANTAS COMERCIALES.

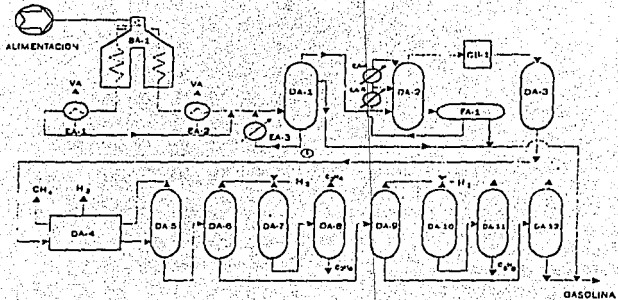
Más de 50 proyectos de etileno de Kellogg, incluyendo las tres más grandes plantas particulares en el mundo, están en operación con una capacidad de 12 millones de toneladas métricas de etileno por año.

#### 5.0.2 PROCESO II.

Cía. concesionaria: *Lummus Crest Co.*

Aplicación: Es un proceso para la producción de etileno polimérico de 99.95% vol. El mayor subproducto es propileno (químico o polimérico), un flujo de gasolina pirolítica rica en aromáticos C<sub>6</sub>-C<sub>8</sub> y butadieno.

FIG. 5.0.4  
 Diagrama de Proceso  
 Fuente: Hyd. Procc.; Nov. 1985; p.185



LISTA DE EQUIPO:

BA-1	Horno de pirólisis	DA-1	T. fraccionadora
EA-1	Enfriador	DA-2	T. de enfriamiento
EA-2	Enfriador	DA-3	T. de secado
GB-1	Compresor	DA-4 a 6	T. fraccionadora
DA-8 a 12	T. fraccionadora	DA-7	T. de hidrogenación

DESCRIPCION.

La materia prima de hidrocarburos se precalienta y se fragmenta en presencia de vapor en un horno de pirólisis con tubulares de tiempo de residencia corto (SRT).

Los productos de salida del horno están a 1400-1600 °F y son rápidamente enfriados en la línea de transferencia de calor (EA-1 y 2) que generan vapor de

alta presión. El sistema pirólisis -enfriamiento (BA-1, EA-1 y 2) puede ser manejado en un rango completo de alimentación gaseosa o líquida por medio de gasóleo pesado; después del enfriado, el flujo de gasolina se fracciona (DA-1), donde la fracción de aceite pesado se separa de la gasolina y de la fracción ligera (sólo líquido).

El gas no tratado se enfría en la torre (DA-2) y se comprime en un compresor centrífugo multietapas (GB-1) con más de 500 lb/pulg<sup>2</sup>. Los hidrocarburos condensados en la primer etapa de compresión se recirculan a la torre de enfriamiento mientras que el último condensado se remueve y se envía al despropanizador (DA-9).

El gas comprimido se seca en DA-3 y se envía al desmetanizado (DA-5), los fondos se envían a desetanizador (DA-6). El acetileno sobrecalentado en el desetanizado está hidrogenado y puede removerse por extracción con solventes. El flujo de etileno-etano se fracciona (DA-8) y el residuo de etano de los fondos se recicla.

Los fondos del desetanizador y el fondo removido del sistema de compresión de carga se despropanizan. El fondo del despropanizador (DA-9) se envía a un separador de la mezcla de C<sub>4</sub> y gasolina ligera (DA-11).

## PRODUCTOS.

En la tabla 5.0.1 se muestran los datos de producción de etileno y otros productos, al variar las materias primas de alimentación.



**TABLA 5.0.2**

Comparación de producciones con distintas materias primas de alimentación para el proceso Lummus

ALIMENTACION	PRODUCTO % PESO			
	ETILENO	PROPILENO	BUTADIENO	AROMATICO
ETANO	84.4	1.4	1.4	0.4
PROPANO	45.0	14.0	2.0	3.5
N/BUTANO	44.0	17.3	3.0	3.4
NAFTA	34.4	14.4	4.9	14.0
LIGEROS	26.7	14.8	4.8	10.6
HIDROFRACCIONADORA. DE GASOLEO AL VACIO	30.2	13.3	5.1	13.2

Los datos de producción mencionados, representan una operación típica altamente severa para una máxima producción de etileno. Si se deseara, los subproductos pueden ser incrementados o disminuidos por la alteración de cracking.

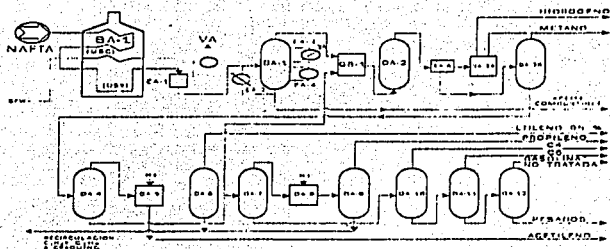
Aproximadamente el 50% de la producción anual de etileno, se produce utilizando la tecnología Lummus Crest, que tiene en construcción más de 100 proyectos de etileno, así como la modernización de otros 30 proyectos, además se incluye su uso por PEMEX (Petróleos Mexicanos) en la Cangrejera.

### 5.0.3 PROCESO III.

Cía. concesionaria: *Stone and Webster Engineering Corp.*

Aplicación: Es un proceso diseñado para la producción de etileno polimérico y propileno, un flujo rico en aromáticos gaseosos y líquidos mezclados con butanos.

FIG. 5.0.5  
 Diagrama de Proceso  
 Fuente: Hydrocarbon Procc.; Nov. 1985; p.138



LISTA DE EQUIPO:

BA-1	Horno de pirólisis	DA-1	T. de enfriamiento
EA-1	Intercambiador de c.	DA-2	T. de enfriamiento
EA-2	Enfriador	DA-3 A/B	T. fraccionadoras
EA-3	Vaporizador	DA-4	T. fraccionadora
EA-4	Enfriador	DA-5 y 8	T. hidrogenadoras
EA-5	Enfriador	DA-6 y 7	T. fraccionadoras
GB-1	Compresor	DA-9 a 12	T. fraccionadoras

DESCRIPCIÓN

En el diagrama se muestra el proceso USC (conversión ultraselectiva) por pirólisis de nafta en fase vapor o aceite gaseoso de alimentación y el sistema de fraccionación para producir etileno de alta pureza y propileno como fracciones primarias.

El sistema de horno USC, consiste en el horno de pirólisis (BA-1) y los cambiadores de calor asociados (EA-1), los cuales fueron diseñados por un programa de computación integral que combinó cálculos hidráulicos, térmicos y cinéticos para obtener una combinación óptima de productos, capacidad, espacio y costo. El horno USC se caracteriza por poseer un serpentín de pirólisis altamente selectivo, el cual puede fraccionar óptimamente la alimentación.

Cercano al serpentín del horno USC, se encuentra el equipo USX que son dos tubos intercambiadores de calor, los cuales enfrían rápidamente los efluentes para retener el producto selectivo.

La torre enfriadora de aceite (DA-1, primera opción, utilizada sólo cuando la alimentación es líquida) está diseñado para altas temperaturas de fondos del horno USC, de forma que maximice el valor de calor recuperado; la función de la torre de enfriamiento de agua (DA-1; segunda opción), restablece la temperatura baja uniforme, produciendo un craqueo gaseoso para proporcionar una temperatura apropiada a la succión del compresor (GB-1). Los gases ácidos son removidos en el sistema de compresión por un sistema cáustico o por un sistema regenerable de aminas.

La alimentación al desmetanizador (DA-3 A y B) se enfría a contraflujo con el retorno de corrientes de los materiales expandidos, para proporcionar eficiencia de energía.

El acetileno separado en el desmetanizador, se hidrogena en un reactor isotérmico-adiabático altamente selectivo y posteriormente se somete a separación de los productos deseados en las siguientes torres fraccionadoras (DA-7 a DA-12).

## PRODUCTOS.

La tabla 5.0.3 muestra los productos típicos para varias alimentaciones, para el proceso Stone and Webster.

**TABLA 5.0.3**  
Producciones Típicas para Diferentes Alimentaciones para el Proceso Stone and Webster  
Fuente: Hydrocarbon Procc.; Nov. 1985; p.138

ALIMENTACION PRODUCTO % P	ETILENO	PROPILENO	BUTADIENO	AROMATICOS
NAFTA LIGERA				
MAX. SEVERA	37.0	14.8	4.3	11.1
MAXIMA	30.9	18.9	4.2	8.5
NAFTA GENERAL				
MAX. SEVERA	34.3	12.8	4.2	14.6
MAXIMA	27.9	17.5	4.7	10.7
GASOLEO MEDIO				
MAX. SEVERA	26.1	13.7	5.2	10.5
MAXIMA	24.1	14.4	5.2	8.9
GASOLEO AL VACIO				
MAX. SEVERA	23.0	13.1	5.0	8.2
MAXIMA	20.9	13.6	4.8	6.9

Stone and Webster ha diseñado 100 plantas de etileno en todo el mundo. Los procesos USC proporcionan beneficios en el campo económico y de operación

### 5.1 PROCESOS ALTERNATIVOS DE PRODUCCION DE ETILENO

Debido al constante incremento de la demanda de etileno, se han desarrollado nuevas formas de producción de este producto, a partir de fuentes que no son

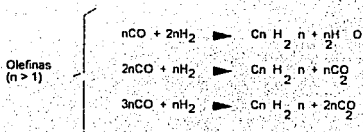
hidrocarburos o petróleo. Estas tecnologías varían según la economía y disponibilidad de recursos naturales de la región en donde se produce el etileno.

De la variedad de estas nuevas tecnologías destacan: la producción de etileno vía syngas y el cracking catalítico de etanol, por su disponibilidad de materia prima, así como por los porcentajes de producción obtenidos.

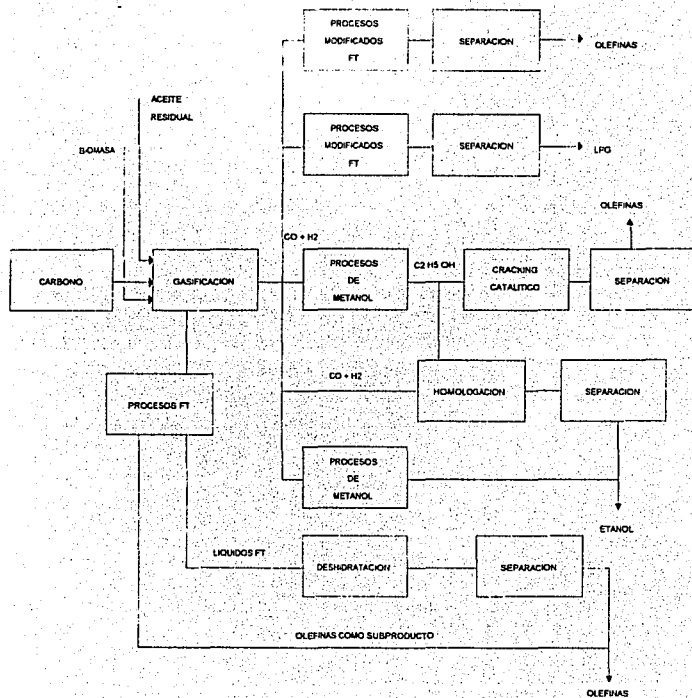
### 5.1.1 ETILENO VIA SYNGAS

La gasificación de carbono o aceite proporciona una ruta alternativa para producir CO e H<sub>2</sub>, los cuales a diferentes condiciones de operación y diferentes catalizadores, producen una gran variedad de productos. (Fig. 5.1.1)

Las posibles reacciones para producir olefinas a partir de CO e H<sub>2</sub> son las siguientes:



**FIG 5.1.1**  
**Rutas para Producir Olefinas via Syngas**  
 Fuente: Hydrocarbon Procc.; May. 1983; p.88



Estas reacciones están basadas en la tecnología Fisher-Tropsch (FT) que es la única que produce olefinas como subproductos en la producción de diesel y gasolina. La tecnología FT tiene baja selectividad para productos olefinicos; el etileno es un subproducto obtenido en las plantas SASOL FT desde 1973.

La Fig. 5.1.1 muestra las diferentes rutas para obtener olefinicas vía syngas.

Los procesos FT son sensibles a los cambios en las condiciones de operación, de forma que una pequeña variación de éstas, conduce a un producto diferente. A continuación se muestra el efecto de la variación de las condiciones de proceso sobre el producto deseado.

EFEECTO	PRODUCTO
Incremento de la velocidad de conversión	
Incremento de la concentración de inertes	Componentes de bajo punto de ebullición
Incremento en la temperatura	
Incremento de presión	Hidrocarburo saturado
Incremento de la concentración del catalizador	Componente de alto punto de ebullición
Incremento en el contenido de CO	
Incremento en la velocidad del gas	Hidrocarburo no saturado

La producción de olefinas se ve afectada no sólo por la selección de las condiciones de operación que se elijan, también depende del tipo de reactor del proceso. Los procesos FT proporcionan tres alternativas:

- 1) Reactor Arge Fig. 5.1.2
- 2) Reactor de lecho de flujo completo Fig. 5.1.3
- 3) Reactor de lecho de sólidos concentrados Fig. 5.1.4

Cada reactor proporciona diferentes tipos de transferencia de calor y diferente distribución de tiempos de residencia el que proporciona mejores conversiones a olefinas, es el reactor de flujo completo, seguido del de lecho con sólidos concentrados.

La siguiente tabla muestra una comparación entre los tres reactores FT.

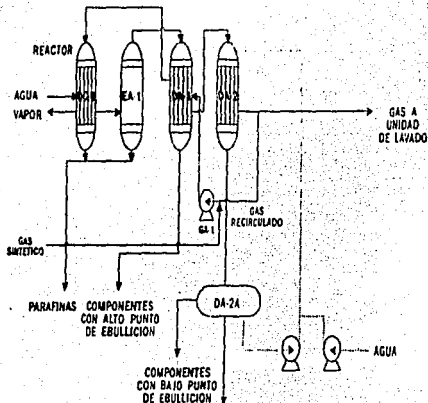
**TABLA 5.1.1**  
Comparación de Comportamiento para los Tres Tipos de Reactor FT

	ARGE (SASOLI)	LECHO DE FLUJO COMPLETO (SASOL-1)	LECHO DE SOLIDOS CONCENTRADOS (Rhein Preussen-Koppers)
Temperatura °C	220 - 250	300 - 350	260 - 300
Presión lb/pulg <sup>2</sup>	333 - 363	290.1 - 333	174 (348)
Relación de alimentación (CO/H <sub>2</sub> )	0.5 - 0.8	0.36 - 0.42	1.5
% Peso de productos C <sub>2</sub> - C <sub>4</sub>			
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.1	4.0	3.6
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.8	4.0	2.2
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	2.7	12.0	16.95
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.7	2.0	5.65
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	2.8	9.0	3.57
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.7	2.0	1.53
Total olefinas	5.6	25.0	24.12
Total parafinas	5.2	8.0	9.38



FIG. 5.1.2

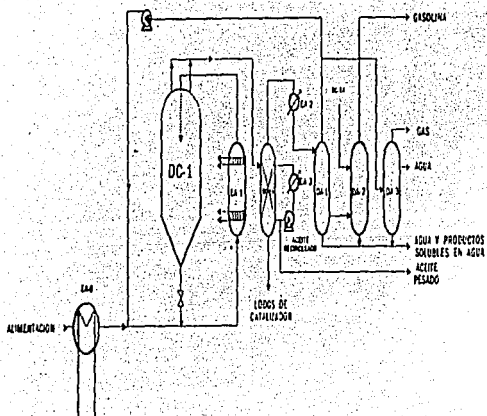
REACTOR ARGE



- DC-1 REACTOR ARGE
- EA-1 INTERCAMBIADOR DE CALOR
- DA-1 SEPARADOR DE COMPUESTOS DE ALTO PUNTO DE EBULLICION
- EA-2 SISTEMA SEPARADOR
- DA-2A DE COMPONENTES DE BAJO PUNTO DE EBULLICION

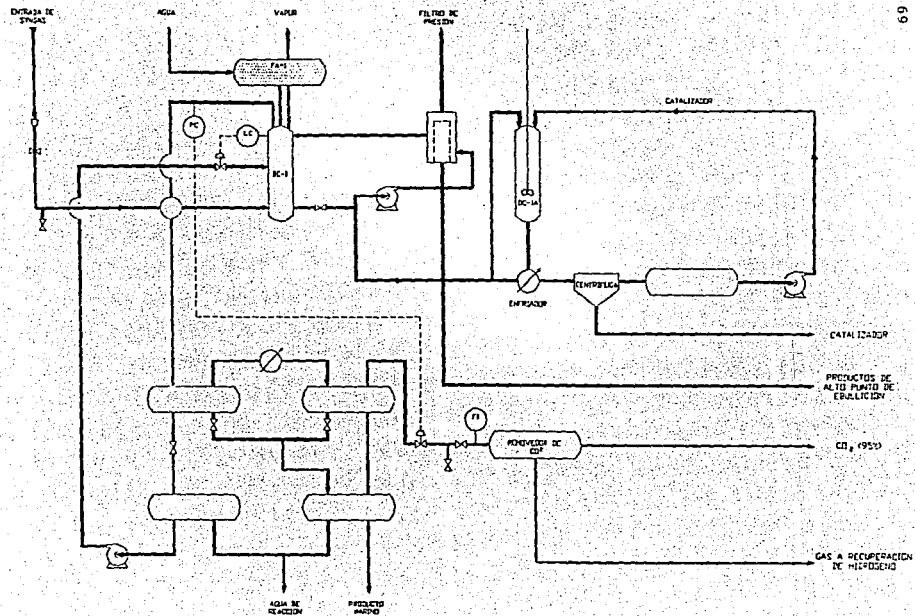
FIG. 5.1.3

REACTOR DE LECHO DE FLUJO COMPLETO



- DC-1 REACTOR
- EA-1 ENFRIADOR
- EA-2 CONDENSADOR
- EA-3 PRECALENTADOR
- DA-1 FRACCIONADORA
- DA-2 FRACCIONADORA
- DA-3 FRACCIONADORA

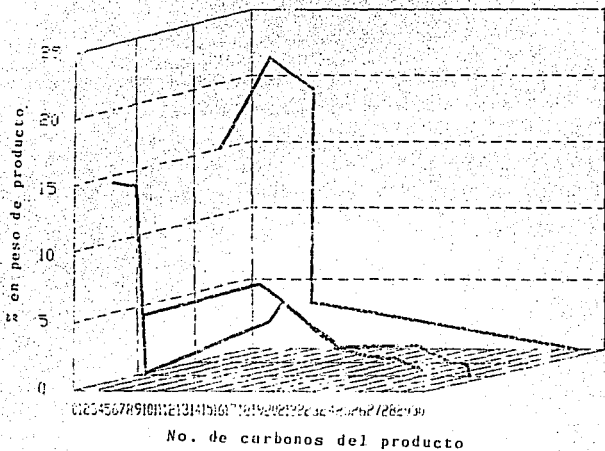
FIG. 5.1.4 REACTOR DE LECHO DE SOLIDOS CONCENTRADOS



Los catalizadores convencionales FT son el hierro y el de cobalto, los cuales proporcionan un amplio espectro de productos hidrocarbonados; pero proporcionan bajas selectividades para olefinas, la siguiente gráfica esquemática muestra estos comportamientos.

FIG. 5.1.5

Distribución de Propiedades de Síntesis de algunos Catalizadores Fuente: Hydrocarbon Processing, May 1965



- ▬ CATALIZADOR DE COBALTO
- ▬ CATALIZADOR DE HIERRO
- ▬ CATALIZADOR DE NÍQUEL

El catalizador ideal para los procesos FT es aquel que proporciona producciones superiores al 20% en peso de productos olefinicos (recuérdese que el etileno es un producto secundario en estos procesos), los catalizadores reales que se aproximan a este comportamiento, son los metales encapsulados en zeolitas y/o silicones, catalizadores de doble función y también este comportamiento se logra realizando modificaciones químicas a los catalizadores convencionales, como son adición de óxidos metálicos, cambio de soporte o promotor, envenenamiento parcial, etc.

Los catalizadores más utilizados son: Silicato con 7.8% de Fe, 0.9% de K; Fe-Mn precipitado; Fe-Mn-ZnO-H<sub>2</sub>O; y Ru-Mo. La tabla 5.1.2 muestra una comparación entre estos 3 catalizadores:

**TABLA 5.1.3**  
Comparación de Selectividad de Catalizadores

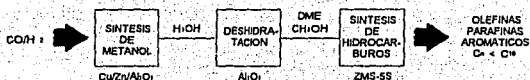
	SILICATO CON 7.8% Fe - 0.9% K	Fe-Mn	Ru-MnO	100 Fe: 100 Mn 10 Zn: 4 H <sub>2</sub> O
Temperatura °C	280.0	290.0	350.0	320.0
Presión lb/pulg <sup>2</sup>				
Relación H <sub>2</sub> /CO	0.9	0.8	0.5	1.0
Velocidad esp. h <sup>-1</sup>	1,300.0	353.0	350.0	500.0
Composición % peso				
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	8.2	7.6	30.0	31.3
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.4	4.9	8.0	
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	19.3	17.3	32.0	22.2
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.2	2.1	1.0	
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	8.6	15.2	7.5	17.4
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.2	3.1	0.5	
Total Olefinas	36.1	40.1	69.5	70.9
Total Parafinas	0.8	10.1	9.5	

La tecnología Fisher-Tropsch proporciona 3 procesos modernos para producir olefinas en forma indirecta:

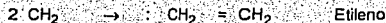
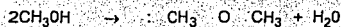
- A partir de cracking catalítico de metanol
- Líquidos superiores
- Etanol vía homologación y deshidratación a olefinas

### 5.1.1.1 CRACKING CATALITICO DE METANOL.

La síntesis de hidrocarburos a partir de metanol se ilustra en la siguiente secuencia:



Las parafinas, olefinas y aromáticos se producen vía syngas en forma indirecta a partir de metanol mediante la siguiente secuencia de reacciones exactas:



Y reacciones similares para propileno y butadieno.

Para mejorar la producción de olefinas ligeras, es importante trabajar bajo las siguientes condiciones de operación:

- Altas velocidades espaciales
- Alimentar metanol con diluyentes

- Incrementar la reacción seleccionada mediante reducción del tamaño de poro de las zeolitas.

Los catalizadores adecuados para el cracking de metanol, son los siguientes:

- Zeolita-aluminosilicato
- Aluminio-Silicio con manganeso
- HZMS-5- modificado con fósforo

La tabla 5.1.4 muestra la comparación entre algunos de estos catalizadores.

**TABLA 5.1.4**

**Comparación de Selectividad para Etileno de los Catalizadores Convencionales de Cracking de Metanol**

	MANGANESO (13X)	FOSFORO CON ZEOLITA	ALUMINIO- SILICIO- ZEOLITA (25M-34)
Temp. °C			
Presión lb/pulg <sup>2</sup>			
Alimentación			
Conversión			
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> % en peso	46.9	7.5	50.0

Este método es el que produce mayores porcentajes de producción de etileno.

### 5.1.1.2 LÍQUIDOS DE ALTOS PESOS MOLECULARES.

Los procesos FT producen grandes cantidades de líquidos oxigenados; que incluyen metanol, etanol, propanol, alcoholes superiores y aldehídos; el catalizador empleado es H-25M-5, una zeolita selectiva, para convertir

oxigenados a hidrocarburos, obteniendo altas producciones de etileno y propileno.

### 5.1.1.3 ETANOL VIA HOMOLOGACION Y DESHIDRATAACION A OLEFINAS.

Este proceso se descubrió al observar que la reacción de metanol con gas sintético producía etanol; la conversión de etanol a etileno se estudia en el siguiente apartado, así como procesos aplicativos a este método.

Los procesos vía syngas tienen una gran ventaja sobre los procesos vía petróleo, ya que la alimentación CO/H<sub>2</sub> (SYNGAS) puede obtenerse de varias fuentes, como son fracciones ligeras y pesadas de aceite, carbón y gas natural.

### 5.1.2 DESHIDRATAACION DE ETANOL.

Durante las décadas de los 50's y los 60's, fueron construidas en Asia y Sudamérica, un número importante de unidades de deshidratación de alcohol para producir etileno; hoy en día, estas plantas aún funcionan, aunque el proceso usual de producción sea el de pirólisis de las fracciones de petróleo.

El mecanismo de deshidratación de etanol no ha sido completamente establecido, pero para cuestiones prácticas se ha asumido la siguiente secuencia de reacción:



Ambas son reacciones endotérmicas , por lo que la temperatura es el parámetro crítico de operación. Por este método obtenemos trazas de aldehídos, ácidos, hidrocarburos pesados,  $\text{CO}_2$ , y agua.

Los procesos industriales por deshidratación de etanol, funcionan haciendo pasar vapor de etanol sobre catalizador sólido a alta temperatura. El catalizador preferido es el de alúmina activa y ácido fosfórico en un soporte adecuado; u óxido de zinc con alúmina. Los reactores industriales consisten en procesos con cama fija o móvil; los procesos de lecho fijo pueden ser operados como isotérmicos o como adiabáticos. Los procesos reportados incluyen los de Lummus y Halcón SD.

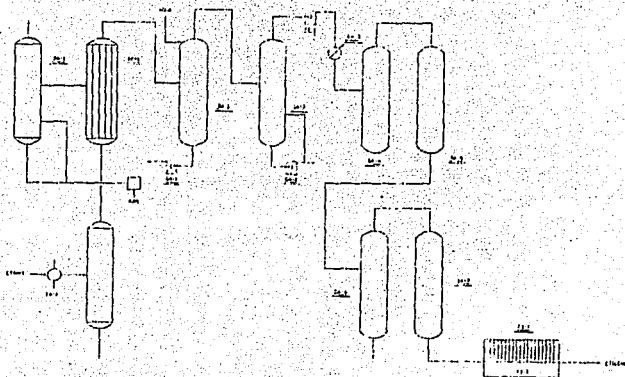


**PROCESO I**  
**LUMMUS LECHO MOVIL**

**FIG. 5.1.6**

**Diagrama de Proceso Lummus de Lecho Móvil para Deshidratación de Etanol**

Fuente: Hyd. Proc. April, 1983.



**LISTA DE EQUIPO.**

DC-1	Reactor	DA-2y3	Tanque de lavado
EA-1	Vaporizador	DA-4y5	Tanque de purificación
EA-2	Vaporizador	DA-6y7	Tanque de secado
EA-3	Enfriador	FB-1	Filtro
GB-1	Compresor		
DA-1	Tanque de regeneración de catalizador		

**DESCRIPCION**

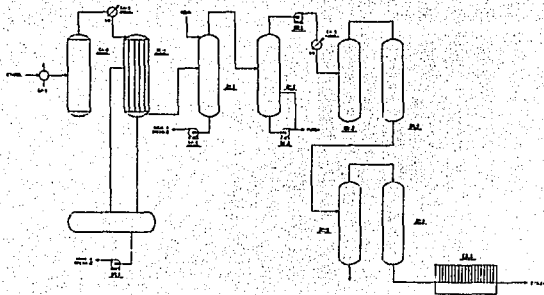
El reactor con cama fluidizada puede proporcionar eficientes transferencias de masa y calor. Con un control eficiente de temperatura podemos obtener óptima conversión de etanol en etileno con un mínimo de subproductos formados. El calor requerido

para la reacción es proporcionado vía circulación de catalizador fluidizado procedente del regenerador. La planta piloto Lummus para este proceso, proporciona rendimiento del 99% en comparación con los rendimientos del 94% al 96% para el reactor de lecho fijo.

**PROCESO II**  
**LUMMUS LECHO FIJO**  
**FIG. 5.1.7**

Diagrama de Proceso Lummus de Lecho Fijo para Deshidratación de Etanol

Fuente: Hyd. Proc. April, 1983, p.113.



**LISTA DE EQUIPO.**

EA-1 Vaporizador  
 EA-2 Precalentador  
 EA-3 Precalentador  
 DC-1 Reactor  
 DA-1 Tanque de lavado

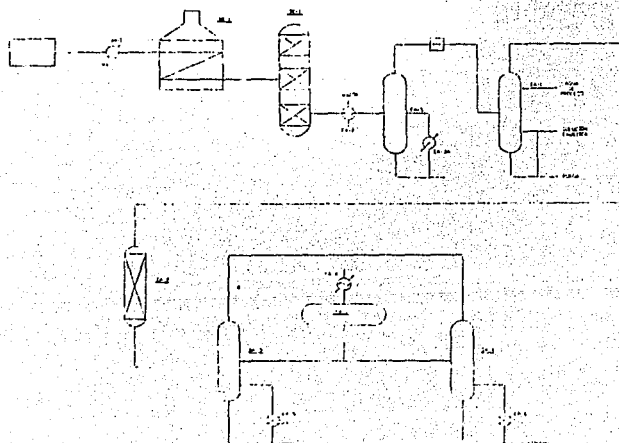
DA-2 Tanque de lavado  
 DA-3y4 Tanque de secado  
 DA-5y6 Tanque de purificación  
 FB-1 Filtro

## DESCRIPCION

El etanol alimentado es bombeado a un vaporizador (EA-1). El vapor de etanol es precalentado con vapor de alta presión (EA-2 Y 3) y después se pasa sobre catalizador de alumina activada para su deshidratación (DC-1). El calor requerido para la reacción, se proporciona enchaquetando la coraza del reactor. La temperatura es un parámetro crítico y fluctúa entre 565 y 600°F, el catalizador se regenera con aire y vapor en tiempos cortos de funcionamiento, debido a que se deposita carbono sobre éste. Los efluentes del reactor se lavan con solución caústica (DA-1) y posteriormente con agua (DA-2), después se seca (DA-3 y 4) y ya seco, se alimenta a un sistema de purificación.

### PROCESO III HALCON SCIENTIFIC DESIGN

FIG. 5.1.8 Proceso HALCON SD para Deshidratación de Etanol  
Fuente: Hyd. Proc. Abril, 1983, p.114.



#### LISTA DE EQUIPO:

BA-1	Horno de pirólisis	EA-1	Vaporizador
DC-1	Reactor	EA-2	Int. de calor
DA-1	Tanque de lavado	EA-3	T. de enfriamiento
DA-2	Tanque de secado	EA-3a	Enfriador
DA-3	Tanque de enfriamiento	EA-4	Condensador
DA-4	Tanque separador	EA-5	Enfriador
FA-1	Tanque de balance	EA-6	Enfriador

#### DESCRIPCION

Halcon SD. ha diseñado un nuevo catalizador para producir etileno a partir de etanol, llamado syndol, el cuál proporciona una selectividad y propiedades de conversión intactas durante 8 meses de operación continua sin regeneración. El catalizador syndol ha sido diseñado para usarse en un reactor adiabático donde la temperatura más baja puede ser mayor de 932°F. Una planta piloto con dos reactores en serie ha sido probada con el catalizador syndol y la selectividad resultó del 99%, lo que representa conversiones del 99.8%.

#### 5.2 DESCRIPCION DEL PROCESO PROPUESTO

En el presente apartado, se proporciona la descripción del proceso alternativo propuesto para la producción de etileno vía cracking catalítico de etanol.

En forma básica, el proceso se agrupa en tres secciones; la primera corresponde a la sección de fermentación, la segunda es la sección de procesamiento de etanol y la tercera al almacén de producto terminado.

La primera sección del proceso que corresponde a la de fermentación incluye un tanque de fermentación de melazas o bien de azúcar de caña; el proceso de

fermentación ha sido descrito en el capítulo 4. Cuando el tiempo de fermentación ha transcurrido, el alcohol obtenido se bombea hacia el tanque de almacén de alcohol etílico.

La segunda sección del proceso es la conversión de etanol en etileno y la secuencia de procesamiento es la siguiente: El alcohol etílico es provisto de un depósito exterior a un tanque de balance a partir del cual da inicio el proceso de este tanque de balance o distribuidor, el etanol pasa a un vaporizador y posteriormente a un precalentador hasta alcanzar el régimen requerido para ingresar al reactor. En el reactor, el etanol entra en contacto con los tubos catalíticos internos y es deshidratado para convertirse en etileno.

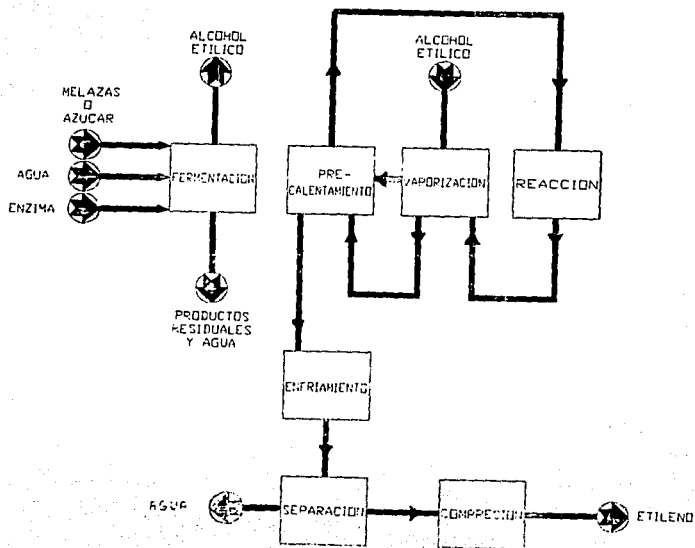
El fluido de termotransferencia que circula por la pared interna de los tubos catalíticos, es provisto por una caldera de aceite. La mezcla proveniente del reactor se utiliza como fluido de transferencia en el vaporizador y en el precalentador antes mencionados y cuando la mezcla sale de este sistema de calentamiento pasa a un enfriador el cual utiliza agua como medio de enfriamiento, posteriormente entra a una torre flash para separar los componentes incondensables (etileno) de los condensables. El etileno separado se comprime para su posterior envasado y almacenado (fuera de límites de batería) y los productos condensables son eliminados de la torre por un sistema de bombeo y enviados a la sección de tratamiento de aguas, también fuera de límites de batería.

El proceso presentará variaciones de acuerdo a las condiciones específicas del país en donde se realice el montaje de la planta. La parte opcional de la planta consiste en la sección de fermentación. En la República Mexicana sí es necesaria esta sección, debido a que la producción interna de etanol no es suficiente para la

capacidad requerida de este proyecto, en cambio en Cuba, no es necesaria la sección de fermentación, por contar dicho país con una capacidad de etanol más que suficiente para abastecer el consumo de la planta productora de etileno.

En la Fig. 5.3.1 se muestra el diagrama de bloques para el proceso propuesto.

FIG. 5.3.1  
Diagrama de Bloques para el Proceso de Tesis



## **CAPITULO VI**

### **ESTUDIO TECNICO**

El presente estudio técnico tiene como objetivo establecer las bases en la evaluación del proyecto, hasta un punto tal, que permita desarrollar posteriormente la ingeniería de detalle.

Este estudio está conformado por tres secciones, las cuales son:

- a) Bases de diseño
- b) Diagramas
- c) Hojas de datos de equipo

Las bases de diseño, deberán contener la información básica para la realización del proyecto, como son: función de la planta, tipo de proceso, composición y características de las alimentaciones y productos en los límites de batería, naturaleza, cantidad y condiciones físicas de los servicios auxiliares requeridos, sistemas de seguridad, características climatológicas del lugar donde se instalará la planta, así como las normas y códigos que aplicarán en el proyecto.

El estudio técnico se realizó en su mayor parte para la República Mexicana, debido a que se cuenta con más información disponible para dicho efecto; sin embargo, debido a que el proyecto es aplicativo a dos países con infraestructura económica e industrial diferentes, como son México y Cuba, es importante mencionar que pueden presentarse variaciones en las características y composiciones establecidas en las bases de diseño, dadas las diferentes condiciones, como es el caso de los servicios auxiliares requeridos (combustible principalmente). Esto es debido a que la disponibilidad de dichos servicios no es la misma en México y en Cuba, por lo que si dichas variaciones se presentan, se optará por los servicios auxiliares disponibles en dicho país.



Por último, las normas y códigos establecidos para el diseño, son los internacionales de ingeniería y seguridad por ser estos de mayor aplicación.

Posterior a las bases de diseño se proporcionan los diagramas de flujo de proceso, de instrumentación y tuberías, de ubicación general de equipo; también se proporcionan la lista de equipo y las hojas de datos de equipo mayor (preliminares).

## **6.0 BASES DE DISEÑO.**

### **6.0.1 FUNCION DE LA PLANTA.**

La planta producirá gas etileno a partir de alcohol etílico derivado de la fermentación del azúcar y melazas de la caña de azúcar.

### **6.0.2 TIPO DE PROCESO.**

Estas instalaciones son de tipo continuo, pero pueden trabajar en forma intermitente con el debido mantenimiento a la planta.

### **6.0.3 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.**

#### **6.0.3.1 Factor de Servicio.**

La operación de la planta será como sigue:

335 días de operación

30 días de mantenimiento

Factor de servicio: 0.92

#### 6.0.3.2 Capacidad.

Capacidad de diseño	24,000 T/año de etileno
Capacidad normal	20,000 T/año de etileno
Capacidad mínima	19,200 T/año de etileno

#### 6.0.3.3 Rendimiento.

1 Kg. de etanol al 95% producirá 0.6 Kg. de etileno

#### 6.0.3.4 Flexibilidad.

La planta no seguirá operando cuando se presente una falla de electricidad, vapor, agua de enfriamiento o sistema electrónico de instrumentos. Las unidades tendrán facilidades energéticas tendientes aun paro ordenado para el caso de que ocurriese alguna de estas fallas.

#### 6.0.3.5 Previsiones para Futuras Ampliaciones.

No se prevén aumentos futuros de capacidad.

#### 6.0.4 ESPECIFICACIONES DE ALIMENTACION EN LIMITES DE BATERIA.

PRODUCTO	ESTADO FISICO	TEMPERATURA °F			PRESION lbi/pulg <sup>2</sup>		
		MAX	NOR	MIN	MAX	NOR	MIN
ETANOL	LIQUIDO	77	70	68	14.7	14.7	14.7

### 6.0.5 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITES DE BATERIA.

PRODUCTO	ESTADO FISICO	TEMPERATURA °F			PRESION lb/pulg <sup>2</sup>		
		MAX	NOR	MIN	MAX	NOR	MIN
ETILENO	GAS	77	77	77	175	175	175
AGUA-ETANOL	LIQUIDO	86	86	86	14.7	14.7	14.7

### 6.0.6 ELIMINACION DE DESECHOS.

Norma: EPA (Environmental Protection Association)

EPA-466 (Standards of performance for new stationary sources)

- Purgas hacia sistema de drenaje químico
- Drenaje químico
- Tubería de desecho
- Gases de combustión
- Drenaje sanitario
- Drenaje pluvial

Se cuenta con planta tratadora de agua.

### 6.0.7 ALMACENAMIENTO.

- Depósito de alcohol etílico
- Depósito de agua para usos sanitarios
- Depósito de etileno
- Depósito de gas combustible
- Depósito de diesel

- Depósito de agua potable
- Depósito de agua a tratar
- Almacén (para necesidades de mantenimiento)

#### 6.0.8 SERVICIOS AUXILIARES

- Vapor de media presión
- Gas combustible
- Gases inertes
- Energía eléctrica
- Catalizador
- Aceite de calentamiento
- Agua potable
- Agua contra incendio
- Agua de enfriamiento
- Agua para servicios generales
- Espuma química ó CO<sub>2</sub>

##### 6.0.8.1 VAPOR DE MEDIA PRESION.

Presión (lb/pulg <sup>2</sup> )	200
Temperatura (°F)	382
Entalpía (BTU/lb)	842.8
Fuente de suministro	Caldera

##### 6.0.8.2 COMBUSTIBLE.

DIESEL

Estado físico	Líquido
---------------	---------

Peso específico	0.852
Temp. de inflamación	77.0 °C (170.6 °F)
Temp. de congelación	6.0 °C ( 42.8 °F)
Viscosidad (seg-1)	0.038
Azufre (% peso)	1.0
T. inicial de ebullición	185 °C (365 °F)
Poder calorífico (Kcal/kg)	10,680

#### GAS NATURAL

Peso específico	0.602
Composición:	
Metano (% mol)	92.3
Etano (% mol)	6.3
Propano (% mol)	1.4
Peso molecular	17
Poder calorífico (Kcal/kg)	8,540

Pueden cambiar, según su disponibilidad en Cuba. En México suministra PEMEX (Petróleos Mexicanos).

#### COMBUSTOLEO PESADO

Peso específico	0.982
Temp. de inflamación	103.0 °C (217 °F)
Viscosidad (seg-1)	5.19
Cenizas (% peso)	3.32
Azufre total (% peso)	3.3
Agua y sedimento (% vol)	0.11
Poder calorífico (Kcal/kg)	10,400

### 6.0.8.3 GASES INERTES.

<b>NITROGENO (gas)</b>	
<b>Peso molecular (Kg/kmol)</b>	28
<b>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>) (lb/pie<sup>3</sup>)</b>	1.16f48 (0.072)
<b>Temperatura °C (°F)</b>	20-25 (68-77)
<b>Presión requerida</b>	Requerida
<b>Fuente de suministro</b>	AGA, S.A. CRYOINFRA
<b>Disponibilidad</b>	Requerida

### 6.0.8.4 ENERGÍA ELECTRICA.

<b>Fuente de suministro</b>	CFE (Comisión Fed. de Elec.)
<b>Interrupciones</b>	Imponderables
<b>Causas</b>	Imponderables
<b>No. de Fases</b>	3
<b>Frecuencia (Hz)</b>	60
<b>Factor de potencia</b>	0.8 - 0.85
<b>Capacidad interruptiva de corto circuito</b>	Se cuenta con equipo de relevo
<b>No. y Sec. de conductores</b>	000 - 10 AWG (mm <sup>2</sup> )
<b>Material conductor</b>	Cobre - vinanel
<b>Diámetro de ducto</b>	1/2" - 6"
<b>Acometida</b>	Subterránea
<b>Tensión (eq. mayor)</b>	220 - 440 volts
<b>Tensión fraccionaria</b>	110 volts

#### 6.0.8.5 ENERGIA ELECTRICA DE EMERGENCIA.

Fuente de suministro	Generador de corriente
Tensión (eq. mayor)	220 - 440 volts
Tensión fraccionaria	110 volts
No. de Fases	3
Frecuencia (Hz)	60
Capacidad interruptiva de corto circuito	70%
No. y Sec. de conductores	000 - 10 AWG mm <sup>2</sup>
Tipo de conductor	cobre

#### 6.0.8.6 CATALIZADOR.

Alumina activada

Características : Las proporcionadas por la compañía distribuidora.

#### 6.0.8.7 AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Temperatura (°F)	20 - 25 °C (68 - 77 °F)
Presión	De descarga de la bomba
Fuente de suministro	Río
Tratamiento	Filtración
Disponibilidad	Requerida

#### 6.0.8.8 AGUA POTABLE

Temperatura (°F)	20 - 25 °C (68 - 77 °F)
Presión	De descarga de la bomba municipal

Fuente de suministro	Municipal o compañía distribuidora de la localidad
Disponibilidad	Requerida

#### 6.0.8.9 AGUA PARA USOS SANITARIOS

Temperatura (°F)	20 - 25 °C (68 - 77 °F)
Presión	De descarga municipal
Fuente de suministro	Municipal
Disponibilidad	Requerida

#### 6.0.8.10 AGUA CONTRA INCENDIO

Temperatura (°F)	20 - 25 °C (68 - 77 °F)
Presión	De descarga de la bomba
Disponibilidad	Requerida
Fuente de suministro	Río
Tratamiento	No requerido

#### 6.0.8.11 AGUA PARA SERVICIOS GENERALES

Este tipo de agua se utilizará para operaciones diversas de lavado y limpieza de la planta.

Temperatura	Ambiente
Presión	De descarga de la bomba o bien atmosférica
Fuente de suministro	Río
Disponibilidad	Requerida



#### 6.0.8.12 ACEITE DE CALENTAMIENTO

Nombre	Aceite Mobilterm
Punto de fusión	-7 °C (20 °F)
Punto de ebullición	Mayor a 350 °C (650 °F)
Peso específico	0.9
Punto flash	182 °C (360 °F)
Calor específico	0.580 Kcal/g °C
Viscosidad	0.595 Cp
Conduc. Term.	0.067 BTU/hr pie² (°F/pie)
Fuente de sum.	Mobil Oil Co.

#### 6.0.9 SISTEMA DE SEGURIDAD

Norma: NFPA (National Fire Protection Association)

##### 6.0.9.1 ALMACEN.

Norma NFPA -43C (Code for the storage of gaseous oxidizing materials)

Tanto la materia prima como el producto terminado, deben almacenarse en lugares frescos, secos y protegidos contra electricidad estática.

##### 6.0.9.2 SISTEMA CONTRA INCENDIO.

Norma NFPA -704 (Standard system for the identification of the fire hazards of materials)

Dadas las condiciones de operación de las sustancias a emplear en el proceso y en base a la NFPA-704 se proveen los siguientes sistemas:

- Equipo móvil y portátil.- Espumas alcohólicas y/o bióxido de carbono, agua de enfriamiento
- Rociadores

#### 6.0.9.3 PROTECCION PERSONAL.

Norma NFPA -49 (Hazardous Chemical Data)

Dadas las características de toxicidad de la materia prima y el producto terminado, así como servicios requeridos, es recomendable utilizar:

- a) Medidas Preventivas.
  - Goggles o gafas
  - Mascarilla protectora
- b) Equipo de protección personal de emergencia.
  - Lavajos
  - Respiradores
  - Duchas
- c) Equipo de protección personal obligatorio.
  - Casco
  - Botas
  - Guantes

## 6.0.10 CONDICIONES CLIMATOLOGICAS

6.0.10.1 TEMPERATURA.	°C	(°F)
Máxima extrema	31.3	(88.3)
Mínima extrema	8.0	(47.0)
Mínima promedio	15.6	(60.0)
Promedio	24.2	(75.6)
Bulbo húmedo	24.7	(76.4)
Promedio mes caluroso	33.0	(91.4)
Promedio mes frío	12.0	(53.6)

### 6.0.10.2 PRECIPITACION PLUVIAL.

Horaria Máxima	055 - 1.0 mm.
Máxima en 24 hrs.	0.3 - 115.3 mm.
Anual media	1,375 mm.
Tormentas eléctricas por mes	3 - 16

### 6.0.10.3 VIENTO.

Dirección de vientos dominantes	ENE - NNE
Dirección vientos reinantes	N, NNW, NE, WNW
Velocidad media del viento	5 m/s
Velocidad máxima del viento	26 m/s
Humedad	80 %
Presión atmosférica	0.8 bar
Atmósfera	Corrosiva

#### 6.0.11 LOCALIZACION DE LA PLANTA.

República Mexicana            Municipio de Coatzacoalcos, Ver.  
Deplo. de Matanzas, Ver.

##### 6.0.11.1 ELEVACION DE LA PLANTA SOBRE EL NIVEL DEL MAR.

Veracruz	6 m. SNM
Matanzas	6 m. SNM

##### 6.0.11.2 NIVEL DE PISO TERMINADO.

Veracruz	Regular, según requerimientos de Ingeniería Civil
Matanzas	Regular, según requerimientos de Ingeniería Civil

##### 6.0.11.3 PREVISIONES PARA FUTURAS AMPLIACIONES.

No se preveen futuras ampliaciones.

#### 6.0.12 BASES DE DISEÑO ELECTRICO.

##### 6.0.12.1 CLASIFICACION DE AREAS:

Código NEMA.

##### 6.0.12.2 CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION A MOTORES

Motores grandes	440 v
Motores menores	220 v
Motores fraccionarios	110 v

##### 6.0.12.3 CORRIENTE PARA INSTRUMENTOS Y CONTROL.

Intensidad	2 mA
Fases	2

#### 6.0.12.4 DISTRIBUCION DE CORRIENTE:

Subterránea

#### 6.0.13 BASES DE DISEÑO PARA TUBERIAS Y ACCESORIOS.

Código ANSI B.31 (American National Standards Inst.)

ASA B.36.10 (American Standards Association)

ANSI B.16.5

#### 6.0.13.1 SOPORTE DE TUBERIAS Y TRINCHERAS:

Tipo de soporte Columpio

Requerimientos especiales Ninguno

Altura de soporte 5 m

#### 6.0.13.2 DRENAJES.

Receptor Drenaje municipal industrial

Tipo de drenaje Químico, pluvial, sanitario

Tipo de material Concreto o PVC

#### 6.0.13.3 DIBUJOS.

Diagrama de flujo de proceso

Diagramas de tubería e instrumentación

#### 6.0.14 BASES DE DISEÑO CIVIL.

##### 6.0.14.1 NIVEL DE PISO TERMINADO:

Plano

#### 6.0.14.2 SOLICITUDES POR VIENTO.

<u>Tipo</u>	<u>Dirección</u>	<u>Velocidad</u>
Dominante	ENE, NNE	5 m/s
Reinante	NNW	5 m/s

#### 6.0.14.3 TIPO DE CONSTRUCCIONES Y EDIFICIOS.

- Cimentación de edificios y equipo
  - Cobertizo de compresor
  - Cobertizo de caldera
  - Nave para almacén
  - Laboratorio
- Soporteria
- Oficinas
  - Sanitarios
  - Cisternas
  - Piso terminado

#### 6.0.15 BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTOS.

Norma ISA	(Instrument Standard Association)
Tipo de tablero	Convencional
Tipo de señal predominante	Electrónica
Tipo de señal de relevo	Neumática

#### 6.0.16 BASES DE DISEÑO DE EQUIPO.

##### 6.0.16.1 COMPRESOR:

Norma	API-617 (American Petroleum Inst.)
Tipo	Reciprocante

Accionador	Motor eléctrico
Accionador relevo	Turbina
Sobrediseño	10%

#### 6.0.16.2 BOMBAS.

Norma	API-610 (American Petroleum Inst.)
Accionador	Motor eléctrico
Accionador relevo	Turbina
Tipo	Centrifuga
Sobrediseño	10%

#### 6.0.16.3 CAMBIADORES DE CALOR.

Norma :	TEMA-R (Sandard of Tubular Exchanger Manufacturers Assoc.)
Tipo	Tubos y coraza

Información disponible sobre factores de incrustación:

Agua	0.0001
Etanol	0.001
Etileno	0.0001
Aceite	0.0005

Diámetro de tubos para acero al carbón:

3/4 pulg. a 1 1/4 pulg.

Longitud de los tubos: 3 - 12 pies (1.0 - 1.675 m)

#### 6.0.16.4 RECIPIENTES.

Código ASME Secc. VIII - Div. I  
(American Society of Mechanical Engineers)

Tipo	Techo flotante
Presión:	Atmosféricos
Material de const.	Acero SA-516-60
Tipo	Recipientes a presión
Presión:	De diseño
Material de const.	Acero SA-516-60

## 6.1 DIAGRAMAS.

En esta sección se proporcionan los diagramas de proceso siguientes:

- Diagrama de flujo de proceso
- Diagramas de tubería e instrumentos
- Plot-plant

El diagrama de proceso, proporciona los primeros datos de diseño especificando los controles básicos y equipos necesarios, así como el orden de interconexión entre ellos, también proporciona las características del fluido en cada línea, tales como: presión, temperatura, composición, caudales volumétrico y másico, densidad, viscosidad, etc.

A partir del diagrama de proceso, se diseñaron los diagramas de Tubería e Instrumentos, también conocidos como diagramas mecánicos de flujo; éstos muestran todas las líneas de tubería con sus diámetros y los dispositivos de control, registro e indicación que cada una llevará, también muestra la interconexión entre equipos, con sus respectivos dispositivos.



Por último se muestra el Plot-plant, que es el diagrama de distribución de equipos, con sus coordenadas de localización dentro del terreno de la planta, espaciamentos requeridos entre equipos, orientación en función a la dirección de los vientos reinantes y dominantes. Este diagrama es de gran utilidad, ya que de éste, en conjunto con los DTI'S, se derivará el diseño detallado de tuberías, así como el estudio de espacio libre, rutas de tubería subterránea, escaleras, acceso a válvulas y controles, etc.

## **6.2 LISTA DE EQUIPO Y HOJAS DE DATOS.**

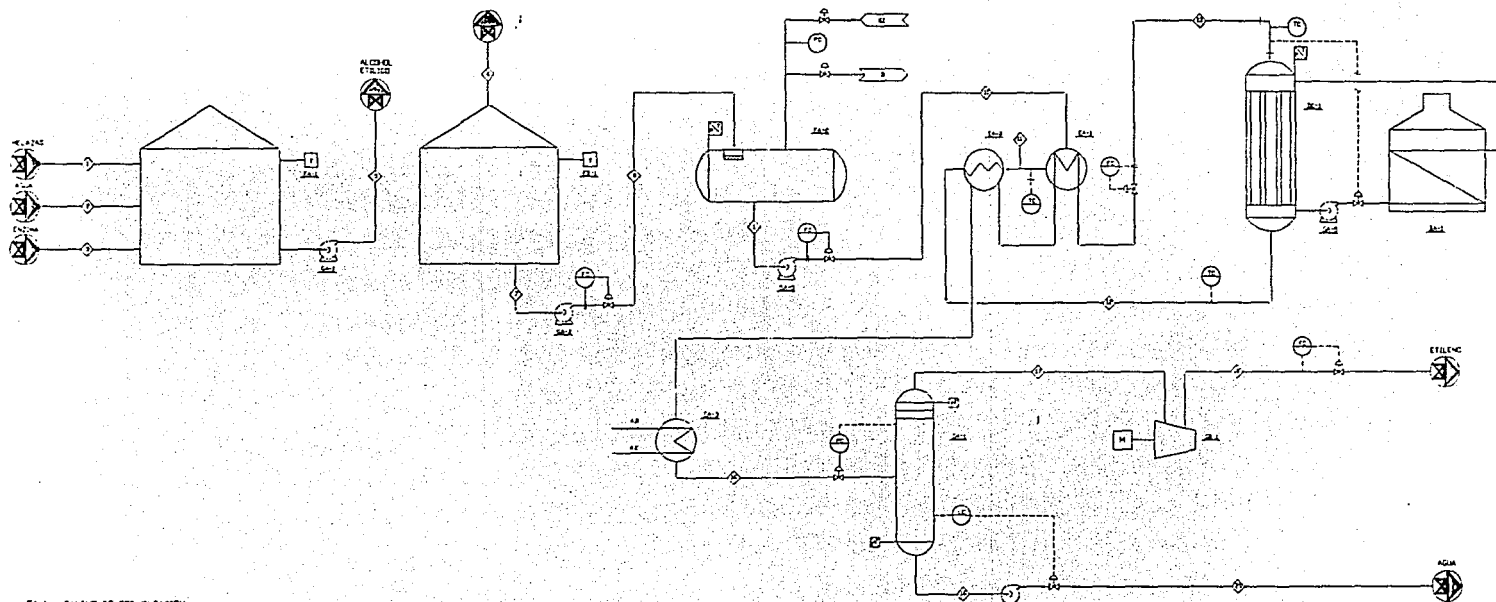
En esta sección se proporciona la lista de equipo requerido, que incluye la clave del equipo, la cual lo identificará, durante la realización del proyecto, además de la clave se proporciona la descripción del equipo, es decir, se especifica la función que tiene dentro del proceso.

Posterior a la lista de equipo se presentan las hojas de datos, las cuales proporcionan información como: clave del equipo, número de unidades, servicio, condiciones de operación y de diseño, así como datos mecánicos de construcción. Por último se proporciona la lista de líneas, las cuales presentan datos tales como características físicas del fluido que transporta, origen y destino, de estas líneas, diámetro seleccionado, etc.

### 6.2.1 LISTA DE EQUIPO MAYOR.

CLAVE	DESCRIPCION
FA-1	Tanque de fermentación
FA-2	Tanque distribuidor de etanol líquido
FB-2	Tanque de almacén de etanol líquido
DA-1	Torre flash
DC-1	Reactor
EA-1	Vaporizador de etanol
EA-2	Precalentador de etanol vaporizado
EA-3	Enfriador de etileno - agua
BA-1	Caldera de calentamiento a DC-1
GA-1 - 1R	Bomba de descarga de FA-1 a FB-1
GA-2 - 2R	Bomba de descarga de FB-1 a FB-2
GA-3 - 3R	Bomba de descarga de FA-2 a EA-1
GA-4 - 4R	Bomba de descarga de agua de DA-1
GA-5 - 5R	Bomba de descarga de aceite de BA-1 a DC-1
GB-1	Compresor

Presión at.	15	18	18	24	30	36	42	48	5.41m	4.9	4.7	4.0	3.0	1.0	3.0	3.0
Indicador de nivel	0.787	0.789	0.789	0.791	0.797	0.797	0.804	0.804	0.802	0.803	0.803	0.803	0.802	0.802	0.801	0.801
Velocidad de	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13
Capacidad de	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65	—	—	0.44	0.377	0.475	0.463	0.45	0.45	0.45	0.45
Flujo de salida	4.980	4.980	4.980	4.985	4.986	4.983	4.980	4.982	4.980	4.982	4.980	4.978	4.978	4.978	4.978	4.978
Flujo de salida	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32
Etileno	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Agua	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
Etileno	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95	0.95
Etanol	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001



- FA-1 TANQUE DE FERMENTACION
- FA-2 TANQUE DE DISTRIBUCION DE ETANOL
- FA-2 TANQUE DE ALMACEN DE ETANOL
- CA-1 BOMBA DE DESCARGA DE FA-1 (ETANOL)
- CA-2 BOMBA DE DESCARGA DE FA-1 (ETANOL)
- CA-3 BOMBA DE DESCARGA DE FA-2 (ETANOL)
- CA-4 BOMBA DE DESCARGA DE FA-1 (AGUA)
- CA-5 BOMBA DE REFLUJO DE AGUA EN FA-1
- CA-1 VAPORIZADOR
- CA-2 PRECALENTADOR
- CA-3 ENFRIADOR
- CA-1 SEPARADOR FLASH
- CA-1 REACTOR
- CA-1 COMPRESOR

ESTADO DE AVANCE  
PRELIMINAR

PLANTA PRODUCTORA DE  
ETILENO

DIAGRAMA DE  
FLUJO DE PROCESO

DIAGRAMA

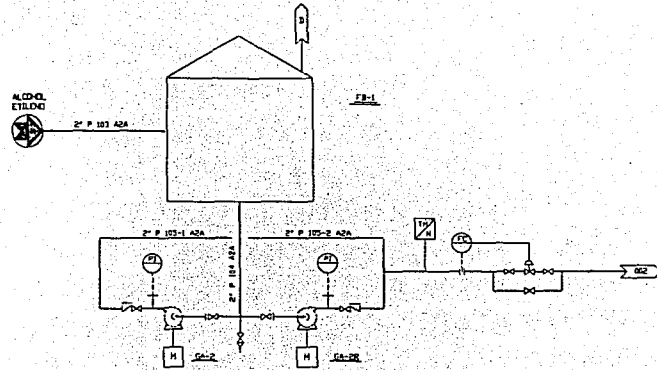
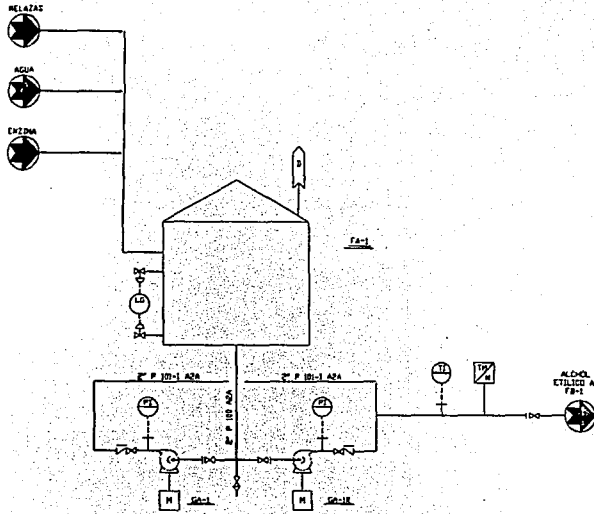
1

RESPONSABLES:  
BUENBIA S.G.  
PEPEZ P.T.

REVISO:

**FA-1**  
 TANQUE DE FERMENTACION  
 CAP. = 1000 N.P.  
 DI = 16.5 FT  
 HE = 21.8 FT

**FB-1**  
 TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
 CAP. = 1000 N.P.  
 DI = 32 FT  
 HE = 46 FT



**CA-1/R**  
 BOMBA DE RECARGA  
 GPM = 30  
 P = 30 PSI  
 SUCC = 2"  
 DESC = 2"

**CA-2R**  
 BOMBA DE RECARGA  
 GPM = 30  
 P = 30 PSI  
 SUCC = 2"  
 DESC = 2"

ESTADO DE AVANCE  
 PRELIMINAR

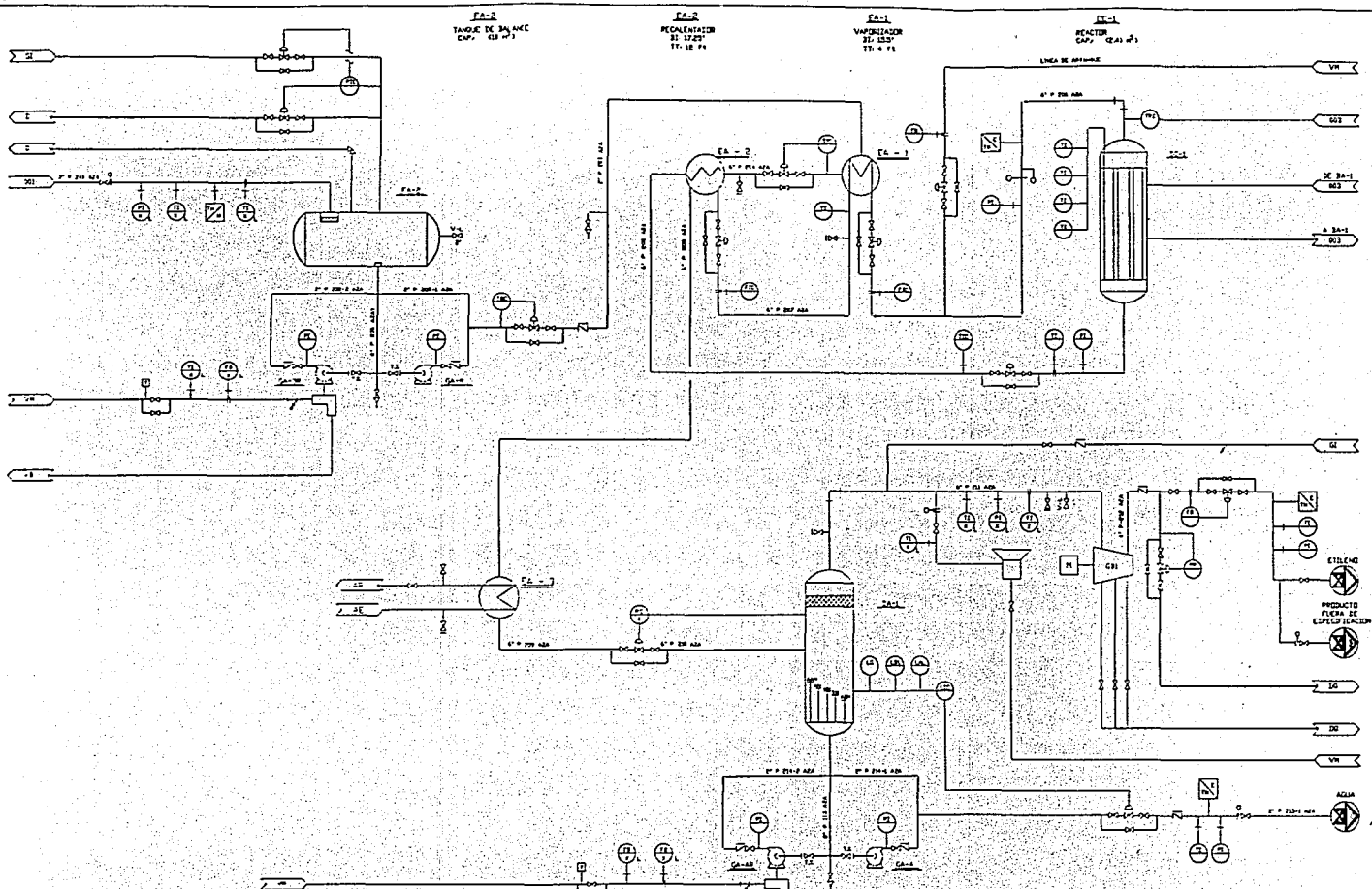
PLANTA PRODUCTORA DE  
 ETILENO

DTI 001

DIAGRAMA

RESPONSABLES:  
 BUENDIA S.G.  
 PEREZ P.T.

REVISO:



CA-1/2/3/4  
ROMA DE SECCIONA  
CA = 12"  
AP = 170' 11"  
WALD = 2"  
MAG = 8"

FA-3  
VERTICAL  
DI = 12"  
TI = 6 F<sup>4</sup>

CA-1/2/3  
ROMA DE SECCIONA  
CA = 12"  
AP = 170' 11"  
WALD = 2"  
MAG = 8"

FA-1  
TANQUE FLUJO  
DI = 26"  
ALC = 13' 11"  
SECC = 2"  
TI = 9.3 F<sup>4</sup>

CA-1/2/3/4  
CONDENSOR  
W/ MIN = 107' 02"  
P MAG = 24' 02"  
TI = 9.3 F<sup>4</sup>

ESTADO DE AVANCE  
PRELIMINAR

PLANTA PRODUCTORA DE  
ETILENO

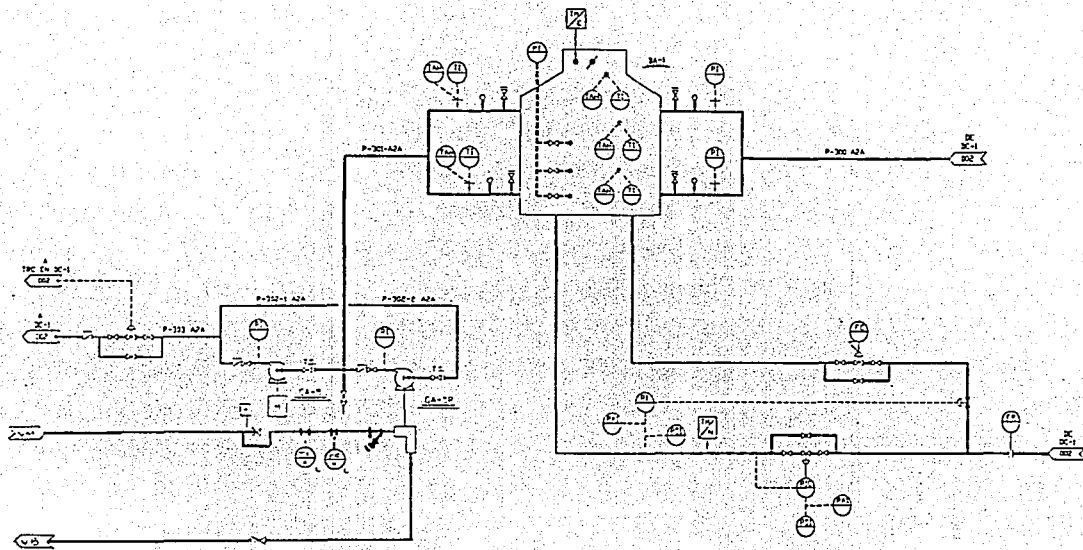
DI 002

DIAGRAMA

3

RESPONSABLES:  
BUENDIA S.G.  
PEREZ P.T.

REVISO



EA-1  
 CALDERA  
 $C_p = 360 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{F}$

GA-5/R  
 BOMBA DE RECIRCULACION  
 DE ACEITE.  
 GPH.

ESTADO DE AVANCE  
 PRELIMINAR

PLANTA PRODUCTORA DE  
 ETILENO

JTI 0003  
 SERVICIOS

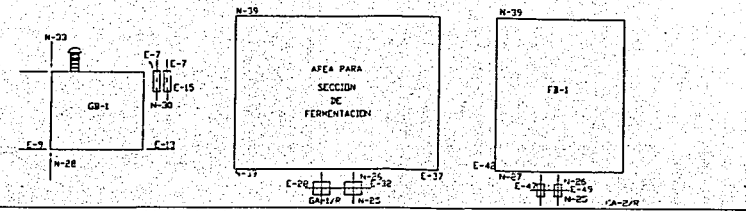
DIAGRAMA No.

4

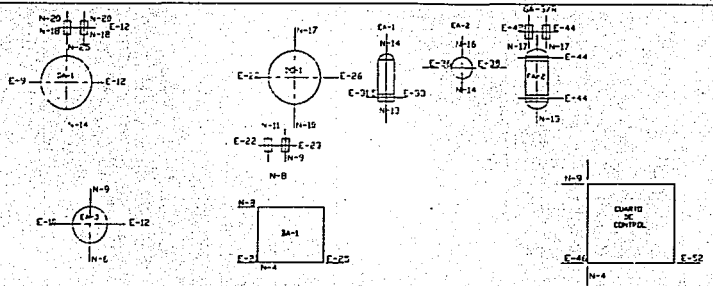
RESPONSABLES:

BUENDIA S.G.  
 PEREZ P.T.

REVISOR:



S O P O R T E R I A



NOMENCLATURA

- BA- CALDERA (REACTOR)
- DA-2 TORRE FLASH
- DC-1 REACTOR
- EA-1 VAPORIZADOR
- EA-2 RECALENTOR
- EA-3 ENFRIADOR
- FA-2 TANQUE BALANCE
- FB-1 TANQUE ALMACEN MP
- GA-1/R BOMBA FERMENTACION RELEVIO
- GA-2/R BOMBA T. BALANCE RELEVIO
- GA-4/R BOMBA TORRE RELEVIO
- GA-5/R BOMBA CALDERA RELEVIO
- GB-1 COMPRESOR

ESTADO DE AVANCE PRELIMINAR	PLANTA PRODUCTORA DE ETILENO	PLOT PLANT	DIAGRAMA No 5	RESPONSABLES: BUENDIA S.G. PEREZ P.T.	ACOTACION MTS.
--------------------------------	---------------------------------	------------	------------------	---	-------------------

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

FES-C

HOJA DE 1 DE 1

CLIENTE FESC  
 PLANTA Productora de etileno  
 LOCALIZACION Catrazacoalcos Ver.  
 SERVICIO Bomba de proceso general  
 EQUIPO CLAVE GA-1/1R  
 PARTIDA EN-1 CANTIDAD PED. 1  
 USO REGULAR EL ACCIONADOR motor  
 REPUESTO EL ACCIONADOR turbina  
 FECHA 14/04/1994  
 REVISADO POR Rafael Garcia Nava

CONDICIONES DE OPERACION

FLUJO (GPM) 15  
 LIQUIDO Etanol  
 TEMPERATURA °F 77  
 GRAVEDAD ESP. 0.789  
 PRESION DE VAPOR PSIA 1.160  
 VISCOSIDAD CP 1.3  
 CORR/EROS Corrosion  
 PRESION DE DESC. PSIA 44.1  
 PRESION DE SUCC. PSIA 25.0  
 PRESION DIF. PSIA 19.1  
 CARGA DIF. PIES 6.27  
 HP HIDRAULICOS 1.0  
 Npsh HDISP PIES 8.12

FABRICANTE

BASE

ALTERNATIVA

FUNCIONAMIENTO		BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO	TAMANO Y TIPO		
	CURVA PROPUESTA		
	NPSH REQ.		
	NO. DE PASOS/ROD		
	EFICIENCIA A CONDICIONES NOMINALES/ROD		
CONSTRUCCION	MAX. ROP DEL IMPLSOR DE DISEÑO		
	MAX. CARGA DEL IMPLSOR DE DISEÑO (PIES)		
	CAUSAS MINIMO CONTINUO ESTABLE (COPM)		
	CARCAZA MONTAJE		
	COP/IE		
	IMPLSOR MONTAJE		
	TIPO DISEÑO		
	ENSAMBLAJES RADIALES/IMPLSOR		
	ROD. D. MECANICO/ROD/ROD/ROD/FABRICANTE		
	PLAN API DILUBRICACION/ENERGIAMIENTO		
MOTOR ELECT.	COP/IE GUARDA COP/IE		
	MATERIALES API-610		
	RODILLAS SUPLENIDAS/CLASE ANSI/POSICION		
	RESERVA/CLASE ANSI/POSICION		
	MATERIAL REAL MEDIBLE		
MOTOR ELECT.	FABRICANTE/PROTECCION DE LA CARCAZA		
	HP/ROD		
	VOLTS/FASES/HEPTZ		
	GRUBAS/GRAS/LUBRICACION		
TURBINA DE VAPOR	FABRICANTE/MODELO		
	ID. FAMILIA DEL MOTOR A ROD		
	CONDICION DE VAPOR		
	MATERIAL CARCAZA/PARTES INTERIAS		
REFERIR FUNCIONAMIENTO E HIDROSTATICA DEC. BASE=MOTOR+TURBINA? RAST. API-610?			
NOTA:			



# HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

FES-C  
HOJA 1 DE 1

CLIENTE FES-C  
 PLANTA Productora de etileno  
 LOCALIZACION Cocintzacoalcos Ver.  
 SERVICIO Bomba de proceso general  
 EQUIPO CLAVE GA - 2/2R  
 PARTIDA 16.1 CANTIDAD REG. 1  
 USO REGULAR SI ACCIONADOR motor  
 REPUESTO SI ACCIONADOR turbina  
 FECHA 14/Abril/94  
 REVISADO POR J. Rafael Garcia N.

CONDICIONES DE OPERACION

FLUIDO (GPM) 32  
 LIQUIDO Etanol  
 TEMPERATURA °F 77  
 GRAVEDAD ESP. 0.789  
 PRESION DE VAPOR PSIA 1.16  
 VISCOSIDAD CP 1.3  
 CORR/EROS CORROSION  
 PRESION DE DESC. PSIA 125.96  
 PRESION DE SUCC. PSIA 53.89  
 PRESION DIF. PSIA 72.07  
 CARGA DIF. PIES 166.63  
 HP HIDRAULICOS 2  
 N<sub>psH</sub> HDISP PIES 91.5

FABRICANTE		BASE	ALTERNATIVA	
FUNCIONAMIENTO	TAMANO Y TIPO			
	TUBO DE ENTRADA			
	IPSH PIES			
	Nº DE PASOS/BBM			
	ESPECIFICACIONES NOMINALES/BBM			
CONSTRUCCION	MAX. BHP DEL IMPULSOR DE DISCO			
	MAX. CARGA DEL IMPULSOR DE DISCO (PIES)			
	CAUDAL MINIMO CONTINUO (PIES/SEG)			
	CARCAZA	<input type="checkbox"/> HERRAJE <input type="checkbox"/> DIBTE		
	IMPULSOR	<input type="checkbox"/> HERRAJE <input type="checkbox"/> TIEB/INSEB		
	CH. MASERAS	<input type="checkbox"/> RADIAL/EMPUJE <input type="checkbox"/> EN LÍNEA		
	PLAN. DEL CONJUNTO	<input type="checkbox"/> DISEÑO DEL FABRICANTE <input type="checkbox"/> PLAN. DEL CLIENTE		
	COPLER/GRABIA	<input type="checkbox"/> COPLER <input type="checkbox"/> MATERIAL/ALUMINIO		
	POWELLAS	<input type="checkbox"/> ACCION/CLASE ANS/EDICION <input type="checkbox"/> REPARABLE/CLASE ANS/EDICION		
	MATERIAL	<input type="checkbox"/> BRONCE <input type="checkbox"/> ALUMINIO		
MOTOR ELECT.	FABRICANTE/PASECCION DE LA CARCAZA			
	HP/BBM			
	VALIS/FASES/MBRZ			
TURBINA VAPOR	FABRICANTE/MODELO			
	TEMPERATURA DEL VAPORE A BPM			
	TENSION DEL VAPORE			
	MATERIAL CARCAZA/PARTES INTERIAS			
REVISAR FUNCIONAMIENTO E HIDROSTATICA				
REVISAR MANTENIMIENTO				
REVISAR MANTENIMIENTO				

NOTA:

## HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

FES-C  
HOJA 1 DE 1

CLIENTE <u>FES-C</u>		CONDICIONES DE OPERACION		FLUJO (GPM) <u>32</u>
PLANTA <u>Productora de etileno</u>				LIQUIDO <u>Etolol</u>
LOCALIZACION <u>Catzacoalos Ver.</u>				TEMPERATURA °F <u>77</u>
SERVICIO <u>Bomba de proceso general</u>				GRAVEDAD ESP. <u>0.789</u>
EQUIPO CLAVE <u>GD-3/R</u>				PRESION DE VAPOR PSIA <u>1.16</u>
PARTIDA <u>EA-2</u> CANTIDAD REQ. <u>1</u>				VISCOSIDAD CP <u>1.3</u>
USD REGULAR <u>SI</u> ACCIONADOR <u>motor</u>				CDRR/EROS <u>Corrosion</u>
REPUESTO <u>SI</u> ACCIONADOR <u>turbina</u>				PRESION DE DESC. PSIA <u>153.96</u>
FECHA <u>12/Abril/1994</u>				PRESION DE SUCC. PSIA <u>54.4</u>
REVISADO POR <u>Ing. Rafael Garcia</u>				PRESION DIF. PSIA <u>99.06</u>
				CARGA DIF. PIES <u>228.95</u>
				HP HIDRAULICOS <u>3</u>
				NpsH HDISP PIES <u>151.51</u>
FABRICANTE		BASE		ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO	TAMANO Y TIPO			
	CURVA PROPUESTA			
CONSTRUCCION	IMPULSOR			
	TIPO DISEÑO			
MOTOR ELECT.	FABRICANTE/PROTECCION DE LA CARCAZA			
	HP/HPM			
TURBINA DE VAPOR	CONDENSACION DEL MOTOR A RPM			
	MATERIAL CARCAZA/EALTES, NUBESMAS			
NOTA:				

# HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

FES-C  
 HOJA 1 DE 1

CLIENTE FES-C  
 PLANTA Productora de Etileno  
 LOCALIZACION Centrucoales Ver.  
 SERVICIO Bomba de proceso  
 EQUIPO CLAVE G.O - 4H2  
 PARTIDA D01-1 CANTIDAD REG 1  
 USO REGULADO 21 ACCIONADOR motor  
 REPUESTO 21 ACCIONADOR turbina  
 FECHA 14/ Abril / 99  
 REVISADO POR Rafael Garcia Navea

CONDICIONES DE OPERACION

FLUIDO (GPM) 11.0  
 LIQUIDO Agua  
 TEMPERATURA °F 68 F  
 GRAVEDAD ESP. 1.0  
 VISCOSIDAD CP  
 PRESION DE VAPOR PSIA  
 VISCOSIDAD CP  
 CORROSIVOS Corrosion  
 PRESION DE DESC. PSIA 94.92  
 PRESION DE SUCC. PSIA 44.27  
 PRESION DIF. PSIA 50.65  
 CARGA DIF. PIES 24.62  
 HP HIDRAULICOS 1  
 NPSH HD/SP PIES 91.10

FABRICANTE BASE ALTERNATIVA

FUNCIONAMIENTO		BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO	TAMANO Y TIPO		
	FLUJO DEBIDESTIA		
	HEAD NETO		
	NO. DE PASOS/ROD		
CONSTRUCCION	EFICIENCIA A CONDICIONES NOMINALES/BHP		
	MAX. BHP TEL. NOM. POR 1/2 DISCO		
	MAX. CARGA DEL MOTOR POR 1/2 DISCO (PIES)		
	CAPAZ. MANTEN. CONTIN. ESTABLE (COP)		
	CARTEZA		
	INFLUJ. MONTAJE		
	CONEXIONES EXTER. TEMP. F		
	BOLLO MECANICO/ROD/APL/FABRICANTE		
	PLAN APL. IDENTIFICACION/ENTRAMIENTO		
	PROF. CUBETA FUND. NO. DE CLASES/ROD		
MONUMAS			
VALVULO			
MOTOR ELCT	FABRICANTE/CONEXION A LA CARTEZA		
	DE/TEMP		
	VALVULAS/CLASES/TEMP		
TURBINA DE VAPOR	FABRICANTE/TEMP. CL.		
	TEMPERATURA DE MOTOR A 80%		
	TEMPERATURA DE VAPOR		
	MATERIAL CARTEZA/PARTES/PIERNAS		
BASE BAS. FUNCIONAMIENTO E HIDROSTATICA			
BASE BASE MOTOR-TURBINA			
BASE APL-ROD NO.			

NOTA:

FES-C

PLANTA Productora de etileno	CONTRATO No.	HOJA 1 DE 1
LOCALIZACION Coahuila de Zaragoza Veracruz	REQUISICION No.	FECHA 14/12/62/1/74
CLAVE FA-1	FECHA POR FES-C	APROBADA POR RGA
No. UNIDADES UNO (1)		

## CAMBIADORES DE CALOR HOJA DE DATOS

SERVICIOS DE LA UNIDAD Vaporizador de etileno	TIPO TUBOS Y CORAZA	POSICION Hor
TAMARO	ENVOLVENTE POR UNIDAD uno (1)	
SUPERFICIE TOTAL EFECT 66.72 pie <sup>2</sup>	ARREGLO DE LAS ENVOLVENTES	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE		

## CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULAR	LADO ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
CANTIDAD TOTAL	1b/hr	Etileno 1096B	Vapor etileno-agua 1096B	
LIGIDO		Entrada	salida	
DENSIDAD	lb/pie <sup>3</sup>	49		
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/hr pie <sup>2</sup> °F	0.073		
CALOR ESPECIFICO	BTU/lb °F	0.65		
VISCOSIDAD	cp	1.3		
PEZO MOLECULAR		46		
VAPOR	lb/hr	1096B	1096B	1096B
CALOR LATENTE	BTU/lb			
PEZO MOLECULAR		46	24.56	24.56
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/hr pie <sup>2</sup> °F	0.073	0.031B	0.031B
CALOR ESPECIFICO	BTU/lb °F		0.44	0.37
VISCOSIDAD	cp		0.0213	0.0174
DENSIDAD	lb/ft <sup>3</sup>	0.355	0.156	0.20
TEMPERATURA °F		259	75.2	57
PRESION	psig	59	33.5	33.5
No. DE PASOS POR ENVOLVENTE		1	2	2
VELOCIDAD	pie/s	3	100	100
CAIDA DE PRESION	psi			
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	hr pie <sup>2</sup> /BTU ft <sup>2</sup> °F	0.001 CAL.	0.001 PERM.	0.001 CAL.
CALOR INTERCAMBIADO BTU/CANAL/HR		1551603 (15511)	LMTD 0.0NR.	4485
COSTO TOTAL DE TRANSF. DE CALOR BTU/hr pie <sup>2</sup> °F				2.8-1B5

## CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	psig	79.10		
PRESION DE PRUEBA	psig	111.15		
TEMP. DE DISEÑO °F		201.60		
TUBOS	No. 21	DEXT 125"	RWG 16	DINT 112"
LONGITUD 4 FT				ARREGLO A
ENVOLVENTE TAPA DE LA ENVOLVENTE			TAPA DE CABEZAL FRONTAL	
CANAL			TAPA DEL CANAL	
ESPESOR FLUJO			FRONTAL	
MAMPARAS/ADOPTE TUBOS			ESPACIAMIENTO	200% FLUJO LADO A LADO
MAMPARA LONGITUDINAL			MAMPARA DE FUGA	
TIPO DE ENVOLVENTE			TUBO	TUBOS A ESP.
ENVOLVENTE			ENVOLV. A ESP.	ESPESOR A CANAL
CANAL FLUJO			CANAL A TAPA	FALJAS DE SELLO
REJILLAS ENVOLVENTE			INTERCONEXION	SALIDA CLASE
CANAL-ENTRA			INTERCONEXION	SALIDA CLASE
COMPOSICION REJILLAS-LADO DE LA ENVOLVENTE				LADO DE TUBOS
REJILLAS REJILLAS				
PEZO ENVOLVENTE + HAZ DE TUBOS				
PER. DE DISEÑO (G) POR DISEÑO MECANICO				

FES-C

PLANTA Productora de Etanol	CONTRATO No	HOJA 1 DE 1		
PROYECTO 2011-2012 Centales Vinales	REQUISICION No	FECHA 10/08/11/13		
CLAVE EA-2	FECHA POR FES-C	APROBADA POR ELM		
No. LIBRARIO 100000				
<b>CAMBIADORES DE CALOR</b>		<b>HOJA DE DATOS</b>		
SERVICIO DE LA UNIDAD Recicladora de etanol				
TAMAÑO	TIPO TUBOS Y CORAZA (E)	POSICION Vertical		
SUPERFICIE TOTAL DE E: 295.31 pie <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )	ENVOLVENTE POR UNIDAD	1		
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE	ARREGLO DE LAS ENVOLVENTES			
<b>CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD</b>				
	LABO ENVOLVENTE		LABO DE LOS TUBOS	
FLUIDO CIRCULAR	Vapor etanol-agua		etanol	
CANTIDAD TOTAL	10/hr	10969	10969	
LÍQUIDO	ENTRADA	20.08	ENTRADA	SALIDA
DENSIDAD				
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA				
CALOR ESPECÍFICO				
VISCOSIDAD				
PESO MOLECULAR				
VAPOR	10/hr	10969	10969	10969
CALOR LATENTE	AW/10			
PESO MOLECULAR		24.56	24.56	46
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA	Btu/hr pie <sup>2</sup> F	0.01438	0.01438	0.014
CALOR ESPECÍFICO	Btu/lb <sup>o</sup> F	0.373	0.4646	-
VISCOSIDAD	Cp	0.0174	0.01456	0.015
DENSIDAD	lb/ft <sup>3</sup>	0.20	0.20	0.393
TEMPERATURA	°F	58	58	47.6
PRESIÓN	psig	2	2	8
No. DE PASOS EN ENVOLVENTE		2	2	8
VELOCIDAD	pie/seg	1.65	1.65	1.65
CALOR DE PRESIÓN	Btu			1.97
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO		0.001 PERM	0.001 CAL.	0.001 CAL.
CALOR INTERCAMBIADO BTU/HORAL/NO. ENVOLVENTE				1.110 COR 57.93
CORRECCIÓN TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR AW/ft <sup>2</sup> pie <sup>2</sup> F				57.93
<b>CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE</b>				
POSICION DE PASOS	0.214	39.14		
POSICION DE PASOS	0.214	112.0		
TEMP. DE DISEÑO	°F	58.0		
TUBOS	No. 94	RECT. 1.0	ENG. 76	MINI. 0.001
ENVOLVENTE TAPA DE A ENVOLVENTE				LONGITUD. 12 pie
TAPA DE CABEZAL				APROBADA
CANA				
CAPA DE TUBOS				
MAMPARA/COMPOSITE TUBOS				
MAMPARA LENTIDADUAL				
TIPO DE UNIDAD DE ENVOLVENTE				
ENVOLVENTE ENVOLVENTE				
CABEZAL INSTANTANEO				
ENVOLVENTE ENVOLVENTE				
CANA ENVOLVENTE				
COMPOSICION PERMITIDA POR LA ENVOLVENTE				
CODIGO DE MATERIALES				
PESO DE ENVOLVENTE + HAZ DE TUBOS				
PESO DE ENVOLVENTE + HAZ DE TUBOS				
PESO DE ENVOLVENTE + HAZ DE TUBOS				

FES-C

PLANTA Productora de Etileno	CON. 4410 No.	HOJA 1 DE 1
LOCALIZACION Centronales Venezuela	REVISACION No.	FECHA 14/04/11/1968
U. S. E. S. A. S.	FECHA POR FES-C	AFRUBADA POR RGIM
No. UNIDADES C.V.G. (1)		

## CAMBIADORES DE CALOR HOJA DE DATOS

SERVICIO DE LA UNIDAD Enfriado de etileno	TIPPO TUBOS Y CORAZA (C.)	POSICION Hor.
TAMBIEN		
SUPERFICIE TOTAL EFEC. 81.68 pie <sup>2</sup>	ENVOLVENTE POR UNIDAD 1	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE	ARREGLO DE LAS ENVOLVENTES	

## CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

	LADO ENVO. INTL		LADO DE LOS TUBOS	
	Agua	Vapor etileno	ENTRADA	SALIDA
FLUIDO CIRCULAR				
CANTIDAD TOTAL	15.000		1096.8	1096.8
LIBRIDO	10/hr	20000		
DENSIDAD	12.10	62.92		
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.152	0.192		
CALOR ESPECIFICO	1.0	1		
VISCOSIDAD	1.0	1		
PESO MOLECULAR	18	18		
VAPOR	10/hr		1096.8	1096.8
CALOR LATENTE			24.36	24.36
PESO MOLECULAR			0.0161	0.0161
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.152	0.192	0.4846	0.463
CALOR ESPECIFICO	1.0	1	0.0195	0.0142
VISCOSIDAD	1.0	1	0.22	0.24
DENSIDAD	12.10	12.10	24	23
TEMPERATURA	40	40	2	2
PRESSION	40	40		
NO. DE PASOS POR ENVOLVENTE	1	1		
VELOCIDAD	1	1		
CAIDA DE PRESSION	1	1		
FALTA DE ENSUCIAMIENTO	0.001 PERM	0.001 CAL	0.001 PERM	0.001 CAL
CALOR INTERCAMBIADO BIUMBRICALHR	840 000		LMTD (COP) = 199	
COSTE TOTAL DE TRANS. DE CALOR	0.10/hr pie <sup>2</sup>	46.33		

## CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

AREA DE ENLACE	251.6	74.10		
PRESSION DE PROCESA	120.0	110.0		
TEMP. DE PROCESA	120.0	120.0		
TUBOS	No. 62	1.41	1.00	RVG 16
ENVOLVENTE TAPA DE LA ENVOLVENTE				
CANA				
ESPEJO FLEJO				
MAMPARAS PROTECTOR TUBOS				
MAMPARAS PROTECTORA				
TIPO DE ENVOLVENTE				
ESPEJO A ESP.				
CANAL A TAPA				
REQUILAS ENVOLVENTE				
CANAL-ENTRA				
COMPOSICION DE ENVOLVENTE DE LA ENVOLVENTE				
CLASIFICACION				
FLUJO ENVOLVENTE Y MAT. DE TUBOS				
FLUJO DE TUBOS				
FLUJO DE TUBOS				

FES-C

PLANTA PRODUCTORA DE ETILENO  
 LÍNEA DE CALOR FORTAZCADALLOS VERACRUZ  
 CLAVE FA-1  
 NO DE UNIDADES 1 UNO

## RECIPIENTE

SERVICIO TAMBOR DE FUMENTACION  
 EN USO CONTINUO SI  
 DE RELEVOS NO

FABRICANTE TAMAÑO Y TIPO ATMOSFERICO

## CONDICIONES DE OPERACION

LÍQUIDO: AGUA Y MELAZAS VOLUMEN M<sup>3</sup> 190 M<sup>3</sup>

GAS AIRE

TEMP F 77

PRESION DE DISEÑO 75 lb/pulg<sup>2</sup>

TEMPERATURA DE DISEÑO F 127.9

ESFUERZO S LB/IN<sup>2</sup> 15000

DIAMETRO 5 m (16.5 ft)

LONGITUD 9.6 m (32 ft)

ESPESOR T 0.705 PULG

ESPESOR TAPA  
 PRESION DE PRUEBA

ESPESOR T  
 EFECTIVO

PLANA

COEF. SI 0.705 112.5 lb/pulg<sup>2</sup>

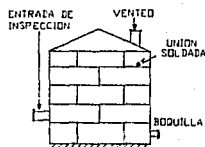
BOQUILLAS	DIAM	LASIFAGA	CARA	POSICION
SI (2)	2067"	A		
	10"	A		

TURNO DE INSPECCION 12"

CLAVE DE LOS MATERIALES	ANCHO PLACA	MATERIAL	ANCHO
1 - ACERO INOX	1-4 FT		
2 - BRONCE	2-6 FT		
3 - ACERO	3-8 FT	SA-S16-60	4
4 - BRONCE	4-10 FT		
5 - ALUMINIO	5-12 FT		

NOTAS  
 1) NO SE PUEDE ADOPTAR UNO DE PRUEBA PARA PARTES SOLDADAS

## FIGURA



PROB. TALLE NECESARIO EQUITESTIC

FUNCION-  
 MIENTO

FALLA DE ORIGEN

FES-0

PLANTA Productora de Etileno  
 LOCALIDAD Cratíacoalcos Veracruz

CLAVE F-0-1

NO. DE UNIDADES (UNO) 1

DESCRIPCION

SERVICIO Almacen de etileno

EN USO CONTINUO SI

DE RELEVOS NO

FABRICANTE TAMAÑO Y TIPO ATMOSFERICO

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO Etanol VOLUMEN N° 1515

GAS

TEMP. F 93

PRESION DE DISEÑO 75 lb/pulg<sup>2</sup>

TEMPERATURA DE DISEÑO F 127.5F

ESPELLEZA S LB/IN 15000

DIAMETRO 12 m (39.4 pies)

LONGITUD 14 m (46.0 pies)

ESPESOR T 1.4 pulg

ESPESOR TAPA  
 PRESION DE PRUEBA

ESPESOR T:

EQUIPAMIENTO

PLANA

COND: SI 1.0" 112.5 lb/pulg<sup>2</sup>

BOQUILLAS 21 DIAM. CATEGORIA CARGA POSICION

(2) 12.067" A

10" A

\*TUC DE INSPECCION 12" A

CLAVE DE LOS MATERIALES ANCHOS PLACA MATERIAL ANCHOS

Acero 3.8 PIE 20-516-60 C

COMPORTAMIENTO

HORIZONTAL SI

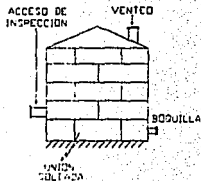
VERTICAL -

AREA 371.5 m<sup>2</sup> (1219 pie<sup>2</sup>)

NO. PLACAS 185

CARCER

FIGURA:



REUB TALLE NECESARIO CON TESTE

NOTA: TIPO DE JUNTA: O TORO SOLDADA (DABLE)

TIPO DE PRUEBA: POR PUNTO

FALLA DE ORIGEN



FES-C

FABRICA Productora de etileno  
 LOCALIZACION Canteles, Sotillo, Veracruz  
 NOMBRE DA-1  
 UNIDAD (CUNA)

## RECIPIENTE

SERVICIO	TANQUE DE SEPARACION PLAZA		
EN USO CONTINUO	SI		
DE RELEVO	NO		
FABRICANTE		TAMANO	A PRESION
CONDICIONES DE OPERACION			
LÍQUIDO	Agua	VOLUMEN	2.6
GAS	Etileno		
TEMPERATURA	140 °F		
PRESION DE DISEÑO	110.25 lb/pulg <sup>2</sup>		
TEMPERATURA DE DISEÑO	190		
ESTRECHAS	BORN	19 000	
DIAMETRO	1 m (3.3 ft)		
LONGITUD	2.9 m (9.5 ft)		
ESPESOR	0.395 pulg.		
	ESPESOR	TAPA	COMPARTAMIENTO
		PRESION DE PRUEBA	

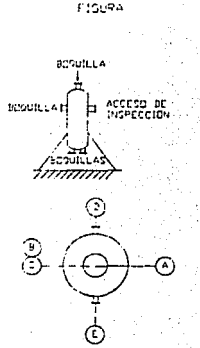
ESPESOR \* 0.5"      TAPA 165.38 lb/pulg<sup>2</sup>  
 PRESION DE PRUEBA

ESPESOR \* 0.5"      TAPA 165.38 lb/pulg<sup>2</sup>  
 PRESION DE PRUEBA

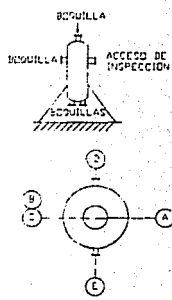
BOQUILLAS	DIAM	CASIFASA	CARA	POSICION
	4.026"	A		A
	4.026"	A		B
BOCA DE INSPECCION	10"	A		E
	6.265"	A		D
	2.061"	A		C

CLAVE DE LOS MATERIALES	ANCHOES PLAZA	MATERIA	ANCHOS
Acero	2.6 p.c	API 5L X 60	2

Se usó junta a tope con doble soldadura.  
 Buena: radiografiado total.



BOQUILLA



FALLA DE ORIGEN



**DIMENSIONES DE LINEA**

POR FES-C CONTRATO No. \_\_\_\_\_  
 FECHA 21-Sep-93 CUENTA No. \_\_\_\_\_  
 LINEA No. P-200 DIAGRAMA DE FLUJO No. DT I-002  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Drenaje de Fuente GA-2  
 FLUIDO EN LINEA Educal TEMPERATURA 25°C (77°F)  
 GPM(calc.) 31.5 GPM(Dseno) 32 PRESION 44.1 psig  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(Dseno) \_\_\_\_\_ Dens. Rel. 0.789  
 Lbs/hr.(calc.) 10968 Lbs/hr.(Dse) 10968 Vel Esp. \_\_\_\_\_ cuft/lbs  
 VELOCIDAD RECOMENDADA \_\_\_\_\_ f.p.e/s VISCOSIDAD 1.3 po

TRANS DE TUBERIA, CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION, DE CONTRACCION, ETC.			
CONCEPTO	No.	UNIDAD	TOTAL PIES EQ.
TUBERIA	3	1.0	3.0
ELBO 90°	3	0.0	0.0
TE	3	0.0	0.0
VALVECHECK	1	0.0	0.0
V.CONTROL	1	0.0	0.0
ENT. A SIST.	1	0.0	0.0
SIST. A ENT.	1	0.0	0.0
TOTAL			3.0

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	2.27
ACCESORIOS	0.25
MISCELANEOS	0.80
TOTAL	3.32

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 2.068 pulg  
 VELOCIDAD REAL 3.05 f.p.s.  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 FT. 0.938 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LÍQ. 7.78 pies  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI. 3.37

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 2 pulg MATERIAL Y PESO Acero Cedula 40  
 CALCULOS:  $R_e = DV^2/4 = 24843.18$ ;  $e/h = 0.0008$ ;  $f = 0.0325$   
 $\Delta P = 0.000216 f L Q^2/d^5 = 0.019 \text{ lb/m}^2$ ;  $\Delta P_{100} = 0.019 (100/66) = 0.938 \text{ lb/pulg}^2$   
 $K = f(40) = 0.019 \times 213.3 = 4.0565$ ;  $h_c = 0.589 \text{ pie} \times 1.1 \text{ pulg} = 0.255 \text{ pulg}$

$$\Delta P_{\text{TOTAL}} = (\Delta P + h_w) \left( \frac{L}{100 \text{ pie}} \right) + h_c = 0.019 \text{ lb/pulg}^2 + (0.25 \text{ lb/pulg}^2 \times \frac{279.66}{66}) = 3.67 \text{ lb/pulg}^2$$

PERDIDA TOTAL PIES DE LIQUIDO 8.47

REVISADA POR Rafael García Navas FECHA 23-Sep-93

**FALLA DE ORIGEN**

**DIMENSIONES DE LINEA**

POR FES-C CONTRATO No. \_\_\_\_\_  
 FECHA 21 de sept - 93 CUENTA No. \_\_\_\_\_  
 LINEA No. P-201 DIAGRAMA DE FLUJO No. DTI-002  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Succión de bomba GA-3

---

FLUIDO EN LINEA Etanol TEMPERATURA 25°C (77°F)  
 GPM(calc.) 31.3 GPM(Dens) 32 PRESION 44.1 psicg  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(Dens) \_\_\_\_\_ Dens.Ret. 0.787  
 Lbs/hr(calc.) 1096.8 Lbs/hr(Dens) 1096.8 Vol.Esp. \_\_\_\_\_ cu.ft./lbs.  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 3 pm/s VISCOSIDAD 1.3 cp

TRAMOS DE TUBERIA, CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION, DE CONTRACCION, ETC.			
CONCEPTO	Nº.	UNIDAD PT. EG	TOTAL PT. EG
TUBERIA	13.12	1.0	13.12
CODO 90°	3	6.0	18.0
TE	1	2.5	2.5
VALVULAS	1	30.0	30.0
VCONTROL	1		
ENT. A SIST.	1	8.0	8.0
ENT. A SIST.	1	5.0	5.0
TOTAL			121.6

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN- PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	1.146
ACCESORIOS	0.143
MISCELANEOS	1.175
TOTAL	2.46

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 2.046 pulg  
 VELOCIDAD REAL 3.03 fms  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 FT. 0.9375 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LTO. 6.687  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI. 2.46

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 2 pulg MATERIAL Y PESO Aierco rodillo 40  
 CALCULO:  $Re = D^2 \cdot \rho \cdot v = 248415.16$ ,  $C/D = 0.0018$ ,  $f = 0.0325$ ,  $f_2 = 0.019$   
 $\Delta P_f = 0.0001216 f L C (0.787)^2 = 0.123 \text{ lb/wg}^2$ ,  $\Delta P_{loc} = 0.4058$   
 $K = f_a (L/D) = 0.019 + 208.5 = 2.06$ ,  $h_1 = 0.00259 w K^2 \rho^2 v^4 = 0.299 \text{ pie}$   
 $= 0.143 \text{ lb/pulg}^2$   
 $\Delta P \text{ TOTAL} = (\Delta P_f + h_1) (121.6 / 1.3 \cdot 12) = (0.123 + 0.143) (121.6 / 1.3 \cdot 12) = 2.46 \text{ lb/pulg}^2$   
 PERDIDA TOTAL, PIES DE LIQUIDO 5.687  
 REVISADA POR \_\_\_\_\_ FECHA 21 de sept - 93

**FALLA DE ORIGEN**

DIMENSIONES DE LINEA

POR FED-C CUMPLATO NO. \_\_\_\_\_  
 FECHA 21-sept-93 CUENTA NO. \_\_\_\_\_  
 LINEA NO. P-203 DIAGRAMA DE LUGO NO. DT I-002  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Desarrollo de GA-3

---

FLUIDO EN LINEA Etenal TEMPERATURA 25°C (77°F)  
 GPM(calc.) 31.3 GPM(orden) 32 PRESION 44.1  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(orden) \_\_\_\_\_ Dens.Rel. 0.789  
 Lbs/hr.(calc.) 10468 Lbs/hr.(Ord.) 10968 Vel.Esp. \_\_\_\_\_ cu ft/lbs.  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 3 pie/s VISCOSIDAD 1.3 cp

TRAMOS DE TUBERIA, CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION, DE CONTRACCION, ETC.				
CONCEPTO	Tos.	UNIDAD	PT. EQ. 101	PT. EQ. 102
TUBERIA	14.15	1	14.15	
CODO 90°	7	6	42.6	
TE	2	3	18.0	
VALV.CHECK	2	1	14.0	
V.CONTROL	1	1	6.0	
ENT. A SIST.	1	1	6.0	
ENT. A SIST.	1	1	6.0	
TOTAL			74.5	6.0

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	2.57
ACCESORIOS	1.01
MISCELANEOS	0.32
TOTAL	3.69

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 1.5998 pulg  
 VELOCIDAD REAL 3.05 fps  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 FT. 0.4372 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIO. 8.524  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI. 3.69

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 2 pulg MATERIAL Y PESO Aicra celulo 40  
 CALCULOS:  $R_e = 24845.18$ ,  $e/D = 0.0008$ ,  $f = 0.0325$ ;  $\Delta P_L = 0.695$  lb/pulg<sup>2</sup>  
 $\Delta P_{cc} = 0.9372$  lb/pulg<sup>2</sup>,  $K = 5.1205$ ,  $h_L = 0.343$  pie = 0.323 lb/pulg<sup>2</sup>

$\Delta P$  TOTAL  $(h_L + \Delta P_L) (343.65 / 74.15) = (0.695 + 0.323) \times (\frac{343.65}{74.15}) = 3.69$  lb/pulg<sup>2</sup>

PERDIDA TOTAL PIES DE LIQUIDO 8.52 pie

REVISADA POR \_\_\_\_\_ FECHA 21-sep-93

FALLA DE ORIGEN

DIMENSIONES DE LINEA

PDR FEH-C CUMPLIDO No. \_\_\_\_\_  
 FECHA 21-Sep-93 CUENTA No. \_\_\_\_\_  
 LINEA No. P-204 DIAGRAMA DE FLUJO No. DT I-002  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Derivación de vaporizador LA-1  
 FLUIDO EN LINEA Etanol vaporizado TEMPERATURA 122°C (252°F)  
 GPM(calc.) 3875 GPM(Dens.) 3845 PRESION 59.0  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(Dens.) \_\_\_\_\_ Dens.Rel. 0.789  
 Lbs/hr.(calc.) 10968 Lbs/hr.(Dens) 10968 VelEsp. 2.833 cu.ft./lbs.  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 100 pie/s VISCOSIDAD 0.115 cp

TRANS DE TUBERIA, CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION, DE CONTRACCION, ETC.			
CONCEPTO	No.	UNIDAD	TOTAL Pt. Eq.
TUBERIA	25.50	1	25.50
CODO 90°	10	15.0	150.00
TE	1	10.00	20.00
VALVECHECK	1	20.0	20.00
V.CONTROL.	1	20.0	20.00
ENT. A SIST.	1	20.0	20.00
ENT. A SIST.			
TOTAL			255.50

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	1.3048
ACCESORIOS	2.43
MISCELANEOS	
TOTAL	3.73

DIAMETRO ESTIMADO DE 6.065 pulg  
 LA LINEA  
 VELOCIDAD REAL 100 fps  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 Ft. 1.45 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIO. \_\_\_\_\_  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI 3.73 lb/pulg<sup>2</sup>

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 6 pulg MATERIAL Y PESO Aceero recubido 40  
 CALCULOS:  $Re = 230786.17$ ,  $e/D = 0.0003$ ,  $f = 0.016 + 0.25 = 0.02$   
 $\Delta P_f = 3.63 \times 10^{-5} (417.6/15)^2 L V^5 = 1.3048 \text{ lb/pulg}^2$   
 $K = 515.56 + 0.015 = 6.35$ ,  $\Delta P_{acc} = 0.0001078 K L V^2 = 2.43 \text{ lb/pulg}^2$

$\Delta P \text{ TOTAL} = \Delta P_f + \Delta P_{acc} = 3.73 \text{ lb/pulg}^2$

PERDIDA TOTAL, PIES DE LIQUIDO: \_\_\_\_\_

REVISADA POR \_\_\_\_\_

FECHA \_\_\_\_\_

**FALLA DE ORIGEN**

**DIMENSIONES DE LINEA**

POR FE-C CINTRATO No. \_\_\_\_\_  
 FECHA 21-SEP-93 CUENTA No. \_\_\_\_\_  
 LINEA No. P-205 DIAGRAMA DE FLUJO No. DTI-002  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Desarrollo del recalentador EA-2  
 FLUIDO EN LINEA Etenol vaporizado TEMPERATURA 241°C (467°F)  
 GPM(calc.) 5744 GPM(Diseño) 5744 PRESION 89 psig  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(Diseño) \_\_\_\_\_ Dens.Rel. 0.789  
 Lbs./hr.(calc.) 10968 Lbs./hr.(Diseño) 10968 Vel.Esp. 3.67 cuft/lbs.  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 8.4 ps/s VISCOSIDAD 0.015 cp

TRAMOS DE TUBERIA, CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION DE CONTRACCION, ETC.			
CONCEPTO	NO.	UNIDAD	TOTAL PT. EQ.
TUBERIA	41	1	41.0
COUDO 90°	6	15.0	120.0
TE	1	10.0	10.0
VALV.CHECK			
V.CONTROL			
ENT. A SIST.	1	26.0	26.0
ENT. A SIST.	1	30.0	30.0
TOTAL			<u>248.0</u>

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION (in. PSI)
TUBERIA Y EQUIVALENTE	1.87
ACCESORIOS	0.607
MISCELANEOS	
TOTAL	<u>2.47</u>

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 6.065 pulg  
 VELOCIDAD REAL 83.4 fps  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 FT. 2.48 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIQ. 2.47 lb/pulg<sup>2</sup>  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI.

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 6 pulg MATERIAL Y PESO Aceero recubierta 40  
 CALCULOS:  $R_e = 1137032$ ;  $e/D = 0.0003$ ;  $f = 0.02$ ;  $f_a = 0.015$   
 $\Delta P_L = 3.63 \times 10^8 (C/T)^{1.75} (D/100)^{-5} W^2 L V = 1.87 \text{ lb/pulg}^2$ ;  $K = f(L/D) = 0.016 \times 196$   
 $2.94 \text{ lb/pulg}^2$ ;  $\Delta P_R = 1.018 \times 10^4 K (V)^2 = 0.607 \text{ lb/pulg}^2$

$\Delta P \text{ TOTAL} = \Delta P_L + \Delta P_R = 1.87 \text{ lb/pulg}^2 + 0.607 \text{ lb/pulg}^2 = 2.47 \text{ lb/pulg}^2$

PERDIDA TOTAL, PIES DE LIQUIDO \_\_\_\_\_

REVISADA POR \_\_\_\_\_

FECHA 03-SEP-93

**FALLA DE ORIGEN**

### DIMENSIONES DE LINEA

POR FE-C CONTRATO No. \_\_\_\_\_  
 FECHA 23 de Septiembre - 93 CUENTA No. 0  
 LINEA No. P 206 DIAGRAMA DE FLUIDO No. DTJ-002  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Descarga del Reactor (DC-1)  
 FLUIDO EN LINEA Mezcla etileno-agua TEMPERATURA 400 °C (752 °F)  
 CFM(calc.) 8768 CFM(Dsno) 8768 PRESION 59 pulg  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(Dsno) \_\_\_\_\_ Dens.Rel. 0.156  
 Lbs/rf.(calc.) 10968 Lbs/hr.(Ds.) 10968 VdEsp. 6.41 cu.ft/lbs.  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 130 p.c/s VISCOSIDAD 0.0213 cp.

TRANS DE TUBERIA CONEXIONES VALVULAS DE EXPANSION DE CONTRACCION ETC.			
CONCEPTO	No.	UNIDAD	Pt. Eq. TOTAL P. Eq.
TUBERIA	1	25'	
COUDO 90°	2	15'	
TE	3	10'	
VALV.CHECK			
V.CONTROL	1	13 G. G.	
ENT. A SIST.	1	26 G.	
ENT. A SIST.	1	30 G.	
TOTAL			

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN - PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	<u>0.827</u>
ACCESORIOS	<u>1.26</u>
MISCELANEOS	
TOTAL	<u>2.047</u>

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 6 pulg  
 VELOCIDAD REAL 130 fps  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 FT. 3.29 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIO. 2.047 lb/pulg<sup>2</sup>  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI. 2.047 lb/pulg<sup>2</sup>

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 6 pulg MATERIAL Y PESO Alum. Std. 40  
 CALCULOS:  $Re = Dv \rho / \mu = 7158.54.96$   $f/D = 0.0003$   $f = 0.015$   
 $\Delta P_L = 3.63 \times 10^5 (D^{-3.75} / \rho) L v^5 = 0.827$   $lb/pulg^2$   $k = f(L/D) =$   
 $= 0.015 + 28.6 = 4.24$   $\Delta P_D = 1.078 \times 10^{-4} L C v^2 = 1.22$   $lb/pulg^2$

AP TOTAL:  $\Delta P_L + \Delta P_D = 0.827 + 1.22 = 2.047$   $lb/pulg^2$

PERDIDA TOTAL, PIES DE LIQUIDO \_\_\_\_\_

REVISADA POR \_\_\_\_\_ FECHA 23/sep/93

FALLA DE ORIGEN



**DIMENSIONES DE LINEA**

PER FES-C CILINDRO No \_\_\_\_\_  
 FECHA 23-Septiembre-73 CUENTA No \_\_\_\_\_  
 LINEA No P-207 DIAGRAMA DE FLUJO No DTJ-C02  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Desarrollar del imperio a cede EA-1

---

FLUIDO EN LINEA Etileno - liquido TEMPERATURA 266°C (512°F)  
 GPM(calc.) 68.369 GPM(Dseno) 68.369 PRESION 59 psig  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(Dseno) \_\_\_\_\_ Dens.Rel. 0.26 lb/pie<sup>3</sup>  
 Lbs/hr(calc.) 10968 Lbs/hr(Ds) 10968 VdEsp. 5.0 cuft/lbs  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 100 pie/s VISCOSIDAD 0.0174 cP

TRAMOS DE TUBERIA, CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION, DE CONTRACCION, ETC.			
CONCEPTO	No	UNIDAD	TOTAL
TUBERIA	27	10'	270'
COUDO 90°	2	15'-L"	30'-L"
TE	2	10'-L"	20'-L"
VALV CHECK	1		1
V. CONT. P.D.B.	1	150'-L"	150'-L"
ENT. A SIST.	1	10'-L"	10'-L"
ENT. A SIST.	1	10'-L"	10'-L"
TOTAL			<u>216'-L"</u>

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	<u>0.36</u>
ACCESORIOS	<u>0.893</u>
MISCELANEOS	
TOTAL	<u>1.453</u>

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 6.065 pulg  
 VELOCIDAD REAL 100 fps  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 Ft. 6.60 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIO. 1.453 lb/pulg<sup>2</sup>  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI.

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 6 pulg MATERIAL Y PESO Aceite recel 40  
 CALCULOS:  $Re = 6.6426 \cdot 3$   $f/p = 0.0003$   $f = 0.0193$   
 $\Delta P_f = 0.36 \text{ lb/pulg}^2$   $K = f(L/D) = 4.14$   
 $\Delta P_m = 1.078 \times 10^{-4} K \rho v^2 = 0.893 \text{ lb/pulg}^2$

$\Delta P \text{ TOTAL} = \Delta P_f + \Delta P_m = 0.36 + 0.893 = 1.453 \text{ lb/pulg}^2$   
 PERDIDA TOTAL, PIES DE LIQUIDO \_\_\_\_\_  
 REVISADA POR \_\_\_\_\_ FECHA 23-Sept-73

... DE ORIGEN

**DIMENSIONES DE LINEA**

POR FE-C CONTRATO No \_\_\_\_\_  
 FECHA 23-sept-94 CUENTA No \_\_\_\_\_  
 LINEA No P.208 DIAGRAMA DE FLUJO No DJI-002  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Derivacion del re-orientado.  
 FLUIDO EN LINEA Etileno - Agucci TEMPERATURA 173°C (341°F)  
 GPM(calc.) 6213 GPM(Dsens) 6213 PRESION 69  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(Dsens) \_\_\_\_\_ Dens.Rel. 0.23 lb/p.c.<sup>3</sup>  
 Lbs/hr.(calc.) 10968 Lbs/hr.(Dss) 10968 VdEsp. 4.5 cu.Ft./lbs.  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 106. ft/s VISCOSIDAD 0.01458 cp.

TRAMOS DE TUBERIA, CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION, DE CONTRACCION, ETC.			
CONCEPTO	No	UNIDAD	Pt. EQ. TOTAL Pt. EQ.
TUBERIA	14.2	1.0	14.2 E
CORDO 90°	10	15 L	150 L (L)
TE			
VALV.CHECK			
V.CONTROL			
ENT. A SIST.	1	26.0	26.0 E
ENT. A SIST.	1	30.0	30.0 E
		TOTAL	<u>266.0 E</u>

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN- PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	<u>4.25</u>
ACCESORIOS	<u>0.733</u>
MISCELANEOS	
TOTAL	<u>4.983</u>

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 6.065 pulg  
 VELOCIDAD REAL 100 fps  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 Ft. 2.32 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIO 4.983 lb/pulg<sup>2</sup>  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI.

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 6 plg MATERIA. Y PESO Acc. Cond. 40  
 CALCULOS:  $Re = 1134993.07$   $C/D = 0.0003$   $f = 0.0155$   
 $\Delta P_f = 3.63 \times 10^{-8} (0.0134/0.08) 6213^2 L = 4.25 \text{ lb/pulg}^2$   $K = f(1/L) = 3.09$   
 $\Delta P_n = 1.078 \times 10^{-4} K C V^2 = 0.733 \text{ lb/pulg}^2$   
 $\Delta P \text{ TOTAL} = \Delta P_f + \Delta P_n = 4.25 + 0.733 = 4.983 \text{ lb/pulg}^2$   
 PERDIDA TOTAL PIES DE LIQUIDO \_\_\_\_\_  
 REVISADA POR \_\_\_\_\_ 23/sep/94

**FALLA DE ORIGEN**

### DIMENSIONES DE LINEA

POR FLO-C CONTIATO NO \_\_\_\_\_  
 FECHA 21-Sep-93 CUENTA NO \_\_\_\_\_  
 LINEA No P 204 DIAGRAMA DE FLUJO No DTI-002  
 DESCRIPCION DE LA LINEA Reconstruccion del enfriador FA-3

---

FLUIDO EN LINEA Etileno - liquido TEMPERATURA 114°C (237°F)  
 CFM (calc.) 569 CFM (diseño) 569 PRESION 59 psia  
 CFM (calc.) \_\_\_\_\_ CFM (diseño) \_\_\_\_\_ Dens. Rel. \_\_\_\_\_  
 Lbs/hr (calc.) 10968 Lbs/hr (D.S.) 10968 Vol Esp. 4.16 cu ft/lbs.  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 100 pie/s. VISCOSIDAD 0.0142 cp.

TRANS DE TUBERIA, CONDICIONES, VALVULAS DE EXPANSION, DE CONTRACCION, ETC.				
CONCEPTO	No.	UNIDAD	Pt. Eq.	TOTAL Pt. Eq.
TUBERIA	23	1.0	23.0	23.0
ELBOS 90°	2	15.0	30.0	30.0
TE	2	16.0	32.0	32.0
VALV CHECK				
V. CONTROL	1	120.0	120.0	120.0
ENT. A SIST.	1	30.0	30.0	30.0
ENT. A SIST.	1	30.0	30.0	30.0
TOTAL				<u>365.0</u>

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	<u>4.77</u>
ACCESORIOS	<u>1.109</u>
MISCELANEOS	
TOTAL	<u>5.88</u>

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 6.063 pulg  
 VELOCIDAD REAL 100 fps  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 FT. 2.14 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIO. \_\_\_\_\_  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI. 5.88

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 6 pulg MATERIAL Y PESO Acero Acl 40  
 CALCULOS:  $Re = 1270748$   $f/D = 0.0015$   $f = 0.016$   $K = f(L/D) = 4.24$   
 $\Delta P_L = 3.36 \times 10^{-2} (ft^{1.34}/s) w^2 L V = 4.77 \text{ lb/pulg}^2$   
 $\Delta P_A = 1.018 \times 10^{-4} K P V^2 = 1.109 \text{ lb/pulg}^2$

---

$\Delta P \text{ TOTAL} = \Delta P_L + \Delta P_A = 4.77 + 1.109 = 5.88 \text{ lb/pulg}^2$   
 PERDIDA TOTAL PIES DE LIQUIDO \_\_\_\_\_  
 REVISADA POR \_\_\_\_\_ FECHA 21-Sep-93

FALLA DE ORIGEN

**DIMENSIONES DE LINEA**

PDR FE 3-C EQUIPATO No. \_\_\_\_\_  
 FECHA 21-Sep-93 CUENTA No. \_\_\_\_\_  
 LINEA No. P-211 DIAGRAMA DE FLUJO No. DTJ-002  
 DESCRIPCIÓN DE LA LINEA Salida de la torre de absorción  


---

 FLUIDO EN LINEA Etileno TEMPERATURA 85°C (185°F)  
 GPM(calc.) 5490 GPM(Desno) 5490 PRESION 44 psig  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(Desno) \_\_\_\_\_ DES. REL. \_\_\_\_\_  
 Lbs/hr.(calc.) 6543 Lbs/hr.(Des) 6543 Vel. Esp. 6.66 cu.ft./lbs.  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 100 pies/s VISCOSIDAD 0.012 cp

TRAMOS DE TUBERIA CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION, DE CONTRACCION, ETC.			
CONCEPTO	No.	UNIDAD	TOTAL FT. EG
TUBERIA	10		10.0
ELDO 90°	3	11.0'	33.0
TE	+	2.5	2.5
VALV.CHECK.			
V.CONTRAC.			
ENT. A SIST.	1	17.5	17.5
ENT. A SIST.	1	26.0	26.0
TOTAL			<u>102.0</u>

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	<u>5.56</u>
ACCESORIOS	<u>0.337</u>
MISCELANEOS	
TOTAL	<u>5.90</u>

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 4.026 pulg.  
 VELOCIDAD REAL 100 FPS  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 FT. 7.45 lb/pulg?  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIQ. \_\_\_\_\_  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI. 5.60

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 4" MATERIAL Y PESO Acero red 40  
 CALCULO:  $R_e = 62,366.3$   $e/D = 0.0003$   $f = 0.016$   
 $DP_L = 3.36 \times 10^{-8} (4^5 / 10^5) (5490)^2 \times 102 = 5.26 \text{ lb/pulg}^2$   $K = 2.085$   
 $DP_n = 1.61 \times 10^{-4} K (6.66)^2 = 0.337 \text{ lb/pulg}^2$

DP TOTAL  $DP_L + DP_n = 5.26 + 0.337 = 5.60 \text{ lb/pulg}^2$   
 PERDIDA TOTAL PIES DE LIQUIDO \_\_\_\_\_  
 REVISADA POR \_\_\_\_\_ FECHA 21/sep-93

FALLA DE ORIGEN

DIMENSIONES DE LINEA

PDR FES-C CONTRATO NO \_\_\_\_\_  
 FECHA 23-Junio-93 CUENTA NO \_\_\_\_\_  
 LINEA NO P 212 DIAGRAMA DE FLUIDO NO DTI-003  
 DESCRIPCION DE LA LINEA succion del compresor GB-1  
 FLUIDO EN LINEA Etileno comprimido TEMPERATURA 85°C (185°F)  
 GPM(calc.) 106.0 GPM(diseño) 106.0 PRESION 150 psig  
 CFM(calc.) \_\_\_\_\_ CFM(diseño) \_\_\_\_\_ Dens Rel. \_\_\_\_\_  
 Lbs/hr(calc.) 6543 Lbs/hr(Dsg) 6543 Vel Esp. 1.3 cu ft/lbs  
 VELOCIDAD RECOMENDADA 100 pie/seg VISCOSIDAD 0.011 cp

TRANS DE TUBERIA, CONEXIONES, VALVULAS DE EXPANSION, ETC.			
CONCEPTO	No	UNIDAD PSI EQ	TOTAL PSI EQ
TUBERIA	16.41	1.0	16.41
COEFO 90°	2	11.0	22.0
TE	0	2.5	0
VALV CHECK			
V CONTROL			
ENT. A SIST	1	12.5	12.5
ENT. A SIST	1	20.0	20.0
TOTAL			<u>70.9</u>

CONCEPTO	CAIDA DE PRESION EN PSI
TUBERIA Y EQUIVALENTE	<u>0.238</u>
ACCESORIOS	
MISCELANEOS	<u>1.47</u>
TOTAL	<u>1.708</u>

DIAMETRO ESTIMADO DE LA LINEA 4.026 pulg  
 VELOCIDAD REAL 300 fms  
 UNIDAD PERDIDA POR 100 FT. 1.45 lb/pulg<sup>2</sup>  
 TOTAL DE PERDIDA DE CARGA FT. DE COLUMNA DE LIO. \_\_\_\_\_  
 CAIDA TOTAL DE PRESION EN PSI. 1.708

DIAMETRO SELECCIONADO PARA LA TUBERIA 4 pulg MATERIAL Y PESO Acero Costilla 40  
 CALCULO:  $R_c = 34936.3 \cdot \frac{C}{P} = 0.003$   $f = 0.00$   $K = 1.776$   
 $\Delta P_r = 0.2385 \text{ lb/pulg}^2$   $\Delta P_a = 1.47 \text{ lb/pulg}^2$

$\Delta P$  TOTAL  $\Delta P_r + \Delta P_a = 1.708 \text{ lb/pulg}^2$

PERDIDA TOTAL, PIES DE LIQUIDO \_\_\_\_\_

REVISADA POR \_\_\_\_\_ FECHA Sep-23-93

FALLA DE ORIGEN

FES-C

## COMPRESOR HOJA DE DATOS

SERVICIO COMPRESOR DE ETILENO			
COMP	ETILENO	A 23.11.73	
AMP	150	NO. A 1 DE 1	
		UNIDAD DE PIEZA 1	
		NO. DE UNIDADES 1	
		OBJETO No	
SERVICIO	COMPRESOR DE ETILENO	MANUFACTURA	MODELO
TIPO	DETRIPLO	Env 150	ETILENO
Fig. No. x 10 <sup>3</sup>		VELOCIDAD RECOMENDADA	RANCO DE VELOCIDAD
CONDICIONES NOMINALES			
NUMERO DE ETAPAS		1	
ETAPA			
TIPO T. CLASE			
DIAMETRO DE CILINDRO (Pulg)			
GRADO (Pulg)			
DESPLAZAMIENTO DE PISTON (Pulg)			
ACCION DEL CILINDRO D DOBLE			
FUNCION DE CILINDRO			
FLUJO (PSIA)		6.000	
PRESSION DE SUCCION (PSIA)		40	
TEMPERATURA DE SUCCION (°F)		100	
PRESSION DE DESC (PSIA)		150	
TEMPERATURA DE DESC (°F)		243.4	
RATIO DE COMPRESION		3.4	
FACTO DE COMPRESIBILIDAD (PSIA)		0.94	
RELACION DE VALORES COP (P/°C)		1.22	
VOLUMEN ESPECIFICO (P/ALB) SUCCION		25.41	
EXAMEN DE SUCCION (P/ALB)		0	
PRESSION DE TORNILLO ENTRE ETAPAS			
FUNCION DE VARIAS DESE			
FUNCION DE VARIAS GRADE + PARAMETRO			
TIPO DE VARIAS MEDIA			
TIPO DE VARIAS GRADE + PARAMETRO			
MATERIAL CILINDRO			
TIPO			
LABEZAS			
ACCIÓN DESE	1.0	TURBINA	
NO	150		
GRADO DE VARIAS		USIN PRECISAS	

# FALLA DE ORIGEN

## CAPITULO VII

### ESTUDIO ECONOMICO

Después de establecer el estudio técnico del proyecto, se pasará a un análisis económico del mismo. Este estudio económico es un punto importante en la determinación de la viabilidad de un proyecto industrial; si la función técnica es conveniente, entonces un análisis económico nos asegurará de tal conveniencia, ya que a final de cuentas todo interés de un proceso industrial es la ganancia que éste proporcionará.

Llegar a establecer parámetros comparativos de costos, es el objetivo de este capítulo; una vez obtenidos se procede a la toma de decisión de viabilidad del proyecto. La inversión fija es el primer paso en este aspecto. Esta inversión se refiere al costo físico de la planta, esto es: costo del terreno, equipo, instalaciones, transportes, construcciones, etc. Posteriormente se determina el costo de producción, esta parte comprende los costos necesarios para la manufactura del producto, tales como mano de obra directa, mano de obra indirecta, reparación y mantenimiento, depreciaciones del capital fijo, servicios, seguro de la planta, gastos de administración, gastos financieros, impuestos, etc. El costo de producción es un parámetro importante en la visualización de inversiones industriales, es el costo principal en el cual recae el mayor interés en la inversión de proyectos.

Una vez obtenidos el costo de la planta y el costo de producción, se determina el tiempo mínimo necesario para la obtención de utilidades en una combinación dada de costo de adquisición de los insumos y costo de venta de productos, o dicho de otra manera, es el punto donde los ingresos son iguales a los egresos, y se presenta esquemáticamente por medio de una gráfica de costos contra tiempo.



Para finalizar este capítulo, se establece un programa de actividades por medio de un diagrama de Gantt y la ruta crítica de realización de las mismas en el desarrollo del presente proyecto.

## **7.0 INVERSION FIJA REQUERIDA PARA LA REALIZACION DEL PROYECTO.**

La inversión fija comprende el conjunto de bienes que son motivo de transacciones corrientes por parte de la empresa. Se adquieren generalmente durante la etapa de instalación de la planta y se utilizan a lo largo de su vida útil.

Los rubros que integran la inversión fija, generalmente se clasifican en tangibles e intangibles. Entre los primeros están la maquinaria y equipo, los cuales están sujetos a depreciaciones y a obsolescencia y el terreno, que no lo está; mientras que en los segundos se encuentran las patentes y los gastos de organización que se amortizan en plazos convencionales.

Para determinar la inversión fija total, deben obtenerse los siguientes rubros:

1. Obtención de costo estimado (CE) de los distintos componentes del equipo requerido para la integración de cada una de las áreas de servicios que comprenda la alternativa de implementación seleccionada. Este costo debe incluir el costo de compra de equipo, transporte hasta el sitio de instalación, impuestos y seguros.

2. Obtención de CE de montaje e instalación de equipo. Este costo debe incluir los materiales y la mano de obra necesaria para construir cimentaciones, soportes, montajes, conexión, barandales, escaleras, cubiertas, plataforma, pintura y contrataciones temporales necesarias para realizar el montaje y la conexión del equipo.
3. Obtención de CE de los edificios comprendidos en las instalaciones de la planta en proyecto, incluyendo licencias y permisos de construcción, impuestos y seguros.
4. Obtención del CE para el terreno que se adquirirá en la instalación de la planta.
5. Obtención del CE de las obras requeridas para el acondicionamiento del terreno, incluyendo licencias, pago de derecho, impuestos y seguros.
6. Obtención del CE de los diferentes rubros de ingeniería requeridos por el proyecto.
7. CE para imprevistos.
8. Integración de todos los costos antes mencionados para obtener la suma que corresponde a la inversión fija del proyecto.

Las estimaciones de inversión fija pueden tener diversos grados de aproximación, desde estimaciones de orden de magnitud basadas en un mínimo de información, hasta estimaciones precisas basadas en planos y especificaciones detalladas. Entre estos dos niveles de aproximación existen otras aproximaciones cuya precisión depende del grado de avance en el

estudio del proyecto. La Asociación Americana de Ingenieros de Costos (AAIC) ha propuesto las siguientes categorías para dichas estimaciones:

1. *Estimación de Orden de Magnitud:* Basada en el monto de inversiones similares; esta estimación puede variar en más de 30% con respecto a la inversión real.
2. *Estimación por Factores Desglosados:* Basada en el conocimiento del costo de los equipos más importantes; esta estimación puede tener una aproximación de  $\pm 30\%$ .
3. *Estimación Preliminar:* Empleada frecuentemente para solicitar fondos para la realización del proyecto. Basada en cotizaciones y presupuestos preliminares; esta estimación puede alcanzar una aproximación de  $\pm 15\%$ .
4. *Estimación Definitiva:* Basada en datos casi completos, pero antes de que se terminen todos los dibujos y especificaciones; este tipo de estimación suele tener un grado de exactitud comprendido entre un  $\pm 10\%$ .
5. *Estimación Detallada:* Basada en especificaciones y dibujos de ingeniería completos, y en investigaciones en el sitio donde se instalará la planta, la exactitud probable de esta estimación varía entre  $\pm 5\%$ .

Tomando en cuenta que la estimación detallada corresponde al contratista, y la estimación definitiva a la firma que realiza la ingeniería de detalle, se utilizará para el análisis económico del presente proyecto uno de los tres primeros métodos, ya que son los métodos de estimación de inversión fija empleados en la formulación de proyectos industriales. El método que se adapta

particularmente a las condiciones contenidas en el avance de este proyecto es el de estimación por factores desglosados, a continuación se describe el procedimiento del mismo.

#### 7.0.1 ESTIMACION DE INVERSION FIJA MEDIANTE EL USO DE FACTORES DESGLOSADOS

En este método se utiliza como base el costo total de equipo de proceso, el cual se multiplica por una serie de factores para estimar cada uno de los principales rubros de la inversión fija. El valor de estos factores depende del estado físico de las materias primas y productos que se manejan en la planta.

Para aplicar este método es necesario disponer de todos los datos básicos de ingeniería; tales como las especificaciones de maquinaria, equipo y obra civil, para obtener cotizaciones y purespuestos para cada uno de los rubros que componen el costo físico de la planta; los costos indirectos se calculan como un porcentaje de este último. Ver Tabla 7.0.1.

Es conveniente señalar que en este método se considera el costo del terreno (rubro 9) como un porcentaje del costo del equipo; sin embargo, esta consideración es sólo un punto de referencia, ya que en la práctica el costo del terreno es función de la ubicación específica del mismo y de las características que tenga, y guarda poca relación con el costo del equipo.

**TABLA 7.0.1**

Factores Desglosados para la Estimación de la Inversión Fija

CONCEPTO	SOLIDOS	SOLIDOS Y LIQUIDOS	LIQUIDOS Y GASES
1. Costo total equipo	1.00	1.00	1.00
2. Transportes, seguros, impuestos y derechos aduanales			
a) Equipo local	0.05	0.05	0.05
b) Equipo extranjero	0.30	0.30	0.30
3. Gastos de instalación	0.35	0.30	0.35
4. Tuberías	0.10	0.30	0.60
5. Instrumentación	0.50	0.15	0.30
6. Aislamientos	0.05	0.05	0.10
7. Instalaciones eléctricas	0.10	0.15	0.15
8. Edificios y servicios	0.35	0.30	0.20
9. Terreno y su acondicionamiento	0.10	0.10	0.10
10. Servicios auxiliares e implementos planta	0.20	0.30	0.40
<b>Costo físico de la planta</b>	<b>2.65</b>	<b>3.00</b>	<b>3.55</b>
Ingeniería y supervisión construcción	0.55	0.65	0.75
Imprevistos	0.50	0.60	0.65
<b>INVERSION FIJA</b>	<b>3.70</b>	<b>4.25</b>	<b>4.35</b>

En resumen, la inversión fija requerida es 4.95 veces el costo total del equipo de proceso.

Para obtener el costo total del equipo de proceso, es necesario utilizar índices de costos previamente establecidos. Varias importantes publicaciones de ingeniería proporcionan estos índices. Para las

pretensiones de este proyecto, se utilizarán los índices de Marshall and Swift, <sup>(13)</sup> para costos de equipo y el método de cálculo es el siguiente

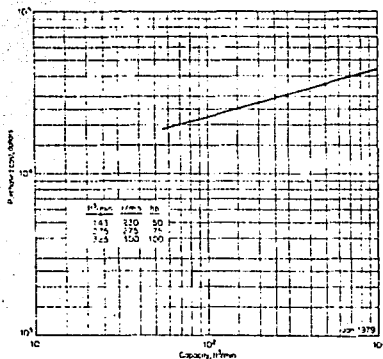
$$\text{\$ actual} = \frac{\text{M \& S ( 1993)}}{\text{M \& S (año referencia)}} \times \text{\$ año referencia}$$

El año de referencia será elegido de acuerdo a la disponibilidad de gráficas de costo de equipo; por ejemplo, si las gráficas disponibles son del año 1979, entonces el índice de Marshall utilizado será el de 1979.

**Ejemplo:** Se desea calcular el costo de un compresor de aire de 10<sup>2</sup> pies<sup>3</sup>/min de capacidad.

**Solución:** En la gráfica 7.0.1 se muestra la relación capacidad-costo estimado para un compresor de aire.

**FIG. 7.0.1**  
Capacidad/Costo de Compresor de Aire  
Fuente: Plant Design and Economics for Chemical Engineers



La gráfica nos proporciona un costo estimado para el compresor: N\$57,144.00 (2.2 x 10<sup>4</sup> dólares), pero como la gráfica disponible es del año 1979, entonces se utilizará los índices de Marshal de 1979:

$$M \& S (1979) = 561 \quad (14)$$

$$M \& S (1992) = 966.1 \quad (13)$$

El costo actual del compresor es:

$$\$ \text{ actual} = \frac{966.1}{561} \times 67,144 = \text{N}\$115,628.90$$

De esta manera se obtiene el costo de equipo de proceso. A continuación se muestra el costo de los equipos de la planta de etileno y el costo total de equipo:

EQUIPO	COSTO (DOLARES)	COSTO (N\$)
BOMBAS	12,054.72	36,791.0
COMPRESOR	120,547.00	367,910.00
EVAPORADOR	94,715.00	289,070.00
INTERCAMBIADOR	25,831.00	78,836.00
ENFRIADOR	25,831.00	78,836.00
TNAQUE FLASH	20,482.00	62,511.00
TANQUE BALANCE	9,559.00	29,174.00
REACTOR	26,634.00	81,287.00
TANQUE ALMACEN	154,989.30	473,027.00
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>490,552.02</b>	<b>1'497,164.00</b>

Las gráficas de costo de equipo las proporciona Peters and Timmerhaus:  
 "Plant Design and Economics for Chemical Engineers".

En la Tabla 7.0.2 se resume el monto total de la inversión fija requerida para la planta de etileno a partir de alcohol etílico de azúcar.

**TABLA 7.0.2**

Inversión Fija requerida para la Planta de Etileno

CONCEPTO	COSTO N\$
1. Costo total del equipo	1'497,164.00
2. Transporte, seguros, puestos y derechos aduanales	
a) Equipo local	74,858.20
b) Equipo extranjero	—
3. Gastos de instalación	524,007.40
4. Tuberías	898,298.40
5. Instrumentación	449,149.20
6. Aislamientos	149,716.40
7. Instalaciones eléctricas	224,574.60
8. Edificios y servicios	299,432.80
9. Terreno y acondicionamiento	149,716.40
10. Servicios auxiliares e implementos planta	598,865.60
<b>COSTO FISICO DE PLANTA</b>	<b>4'865,783.00</b>
Ingeniería y supervisión	
Construcción	1'122,873.00
Imprevistos	973,156.60
<b>INVERSION FIJA</b>	<b>9'691,812.60</b>



## 7.1 COSTO DE PRODUCCION.

### A. INGRESOS TOTALES (100%).

Producción anual de etileno: 23,882 ton.

Precio de etileno (internacional: 23 cent. dólar/libra  
= N\$1.55 / Kg

Ventas brutas: Producción X Precio = N\$ 37'017,100.00

### B. COSTO DE LO PRODUCIDO Y VENDIDO (66% DE A)

#### 1. Inventario Inicial

##### Materias primas:

Cantidad anual de alcohol etílico: 40,000 ton

Precio alcohol etílico: N\$0.49 / lt. (0.621 N\$/Kg)

Cantidad mensual: 3,333.3 ton

1. Inventario inicial alcohol etílico	N\$ 2'070,000
2. Empaques y envases	---
3. Producto en proceso	---
4. Producto terminado (1 + 2)	2'070,000
5. Suma inventario inicial (1 + 2 + 4)	4'140,000
6. Materia prima y materiales (1 año)	24'840,000
Bienes disponibles (5 + 6)	28'980,000

#### 2. Inventario Final

1. Materia prima (1 mes)	N\$ 2'070,000
2. Empaques y envases	----
3. Producto en proceso	----
4. Producto terminado	2'070,000
5. Suma inventario final	4'140,000
Consumo:	
Bienes disponibles - inventario final	24'840,000

3. Depreciación de capital fijo de planta

Concepto	Costo (NS)	Depreciación Anual (%)	Valor Depreciación
Terrenos	149,716.4	---	---
Edificios y construcciones	299,432.8	5	14,971.64
Maquinaria y equipo	1'497,164.0	10	149,716.40
Costo de instalación	524,007.4	10	52,400.74
Equipo rodante	---	---	---
Mobiliario	100,000.0	33	3,300.00
Ingeniería de Detalle (3% \$equipo)	44,915.0	10	4,491.5
Tecnología (5% \$equipo)	74,858.0	5	3,742.90
		TOTAL	228,623.00

4. Reparación y mantenimiento

5% del costo de equipo NS 74,858.00

5. Servicios

5.1 Energía eléctrica

Bombas: CP

Almacén 1 2

T. balance 1 3

Caldera 1 2

Agua enfr. 1 2

CP (bombas) = 9 + alumbrado = 10 CP

(Trabajando al 60%)

10 CP (1 Kw / 1.34 CP) = 7.46 Kw (60,000 Kw hr/año)

Precio Kw hr: N\$ 0.200; costo anual = N\$ 12,000.00

## 5.2 Diesel

Se calienta el reactor a una temperatura de 400 °C. El flujo de etanol en el reactor es de 4,975 Kg/hr. Aproximadamente se utiliza 1 lt. diesel/hr calent.

Consumo anual de diesel: 8,040 lt.

Precio : N\$/lt 0.720 Costo anual: N\$ 5,789

Bombas: CP

## 5.3 Agua

Se van a enfriar 6,543 lb. etileno/hr (2,970.5 Kg/hr) con agua de enfriamiento, que a su vez se retorna. 2,970.5 Kg/hr = 71.3 m<sup>3</sup>/año. Considerando las pérdidas por evaporación y purgas se utilizará el doble de la cantidad. 150 m<sup>3</sup>.

- Agua para el personal

17 personas (10 lt/persona-día) = 62 m<sup>3</sup>/año

Cantidad total de agua/año: 212 m<sup>3</sup> (35 m<sup>3</sup>/bimestre)

Costo de agua por bimestre (m<sup>3</sup>): N\$ 2.2

Costo anual de agua: N\$466.4

Total de servicios: N\$18,255.4

## 6. Seguro de Planta

(Inversión fija-terreno) X 1.5% = N\$ 102,181.5

## 7. Repuestos y accesorios

5% del costo de equipo: N\$ 74,858.0

Suma de gastos de producción: N\$ 1,274,744.0 (3.2% de A)

Utilidad de operación (A-(B+C)) = 10,902,300.0 (29% de A)

## C. GASTOS DE PRODUCCION

### 1. Mano de obra directa (MOD)

Consideraciones: - Salario mínimo: 17,142.0 N\$/día (abril/93)

- Días al año : 365

SECCION	OBBEROS	TURNOS	PRESTA-CIONES	SALARIOS MINIMOS	COSTO/AÑO (n\$)
Bombas y vaporización	1	3	1.34	1.5	37,730.9
Enfriamiento y separación	1	3	1.34	1.5	37,730.9
Reactor y compresión	2	3	1.34	1.5	75,461.7
Supervisor	1	3	-	5.0	93,857.9
				TOTAL	244,781.5

### 2. Mano de obra indirecta (MOI)

PERSONAL	CANT.	TURNOS	SALARIOS MINIMOS	COSTO/AÑO (n\$)
Laboratorio	1	3	3	56,314.8
Téc. Mec. Eléct.	1	3	3	56,314.8
Almacén MP	1	1	1	18,771.6
Almacén PT	1	1	1	18,771.6
Policías	1	1	1	18,771.6

PERSONAL	CANT.	TORNOS	SALARIOS MINIMOS	COSTO/AÑO (n\$)
Contador	1	8	8	50,057.6
Secretaria	1	3	3	18,771.6
Gerente General	1	15	15	93,857.9
Secretaria Gerente Gral.	1	5	5	31,285.9
Gerente Planta	1	1	10	62,571.9
Gerente Ventas	1	1	10	62,571.9
Secret. Gerencia Ventas	1	1	4	25,028.8
Limpieza	1	1	1	18,771.6
<b>TOTAL</b>				<b>244,781.5</b>

#### D. GASTOS DE ADMINISTRACION

Sueldos más prestaciones: incluidos en MOI

Gastos de oficina estimados y otros (mensual)

Papel N\$ 200

Teléfono 3,000

Otros 100

Suma N\$ 3,300

Costo anual N\$ 36,300

(0.1% de A)

#### E. GASTOS DE VENTA Y DISTRIBUCION

Sueldos más prestaciones: incluidos en MOI

Comisiones: 10% del 40% de ventas: 1'480,684

(3.6% de A)

#### F. GASTOS FINANCIEROS

N\$ 1'000,000 (20% interés) = N\$ 200,000 (0.4% de A)

#### G. UTILIDAD BRUTA

A - (B+C+D+E+F)

B = 24,840.0 N\$ 10<sup>3</sup>

C = 1,274.7 N\$ 10<sup>3</sup>

D = 36.3 N\$ 10<sup>3</sup>

E = 1,480.7 N\$ 10<sup>3</sup>

F = 1,000.0 N\$ 10<sup>3</sup>

Suma = 28,631.7 N\$ 10<sup>3</sup>

Utilidad bruta = 37,017.1 - 28,631.7 = 8,385.4 N\$ 10<sup>3</sup> (22.6% de A)

#### H. IMPUESTOS

35% del punto G. (impuesto sobre la renta ISR)

Impuestos : N\$ 2,934.89 x 10<sup>3</sup> (7.5% de A)

#### I. UTILIDAD

Utilidad a trabajadores (10% G): N\$ 838,500.0 (2.0% de A)

Utilidad neta (55% G): N\$ 4,612,000.0 (12.4% de A)

En la tabla 7.1.0 se resume el costo de producción.

**TABLA 7.1.0**  
Costo de Producción

CONCEPTO	COSTO N4 X 10 <sup>3</sup>	PORCENTAJE (%)
A. Ingresos totales	37,017.1	100.0
B. Costo de lo producido y vendido (consumo)	24,840.0	66.0
C. Gastos de producción	1,274.7	3.2
D. Gastos de administración	36.3	0.1
E. Gastos de venta y distribución	1,480.7	3.4
F. Gastos financieros	200.0	0.4
G. Utilidad bruta	1,863.0	5.0
H. ISR	2,934.9	7.5
I. UT (utilidad a trab.) UN (utilidad neta)	838.5 4,612.0	2.0 12.4

## 7.2 PUNTO DE EQUILIBRIO.

En el estudio de un proyecto industrial, es importante determinar el volumen de producción al que debe trabajar la planta para que sus ingresos sean igual a sus egresos; es decir, el volumen de producción mínimo a partir del cual se obtienen utilidades para una combinación dada de precios de adquisición de los insumos y precios de venta de los productos; a este nivel de producción en que se obtiene este equilibrio se le llama capacidad mínima económica de operación.

El punto de equilibrio es una técnica de análisis, empleada como instrumento de planificación de utilidades, de la toma de decisiones y de la resolución de problemas. Para aplicar esta técnica, es necesario conocer el comportamiento de los ingresos, costos y gastos, separando los variables de los fijos.

Los gastos y costos fijos se generan a través del tiempo, independientemente del volumen de producción y ventas. Estos gastos se conforman por los siguientes rubros:

1. Depreciaciones y amortizaciones
2. Impuesto sobre la renta
3. Seguros
4. Gastos de administración
5. Gastos de ventas
6. Gastos de investigación y desarrollo
7. Gastos financieros

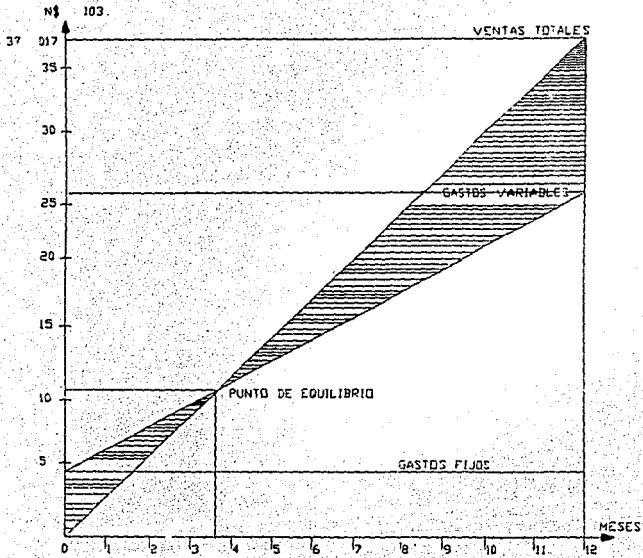
Los costos variables se generan en razón directa de los volúmenes de producción y ventas. Dentro de estos están la mano de obra directa, materias primas, servicios auxiliares, mantenimiento y reparación.

En la Figura 7.2.1 se muestra el comportamiento de estos valores y se obtiene el punto de equilibrio.



FIG. 7.2.1

Punto de Equilibrio



Gastos Fijos:

N\$ x 10<sup>3</sup>

1. Depreciación y amortización	74.8
2. ISR	2,934.9
3. Seguro	102.1
4. Gastos de administración	36.3
5. Gastos de ventas	1,480.7
6. Gastos financieros	200.0
SUMA	4,828.8

Gastos Variables:

N\$ x 10<sup>3</sup>

1. MOD	244.78
2. MOI	531.18
3. Materia prima	24,840.00
4. Servicios auxiliares	18.25
5. Mantenimiento y reparación	74.85
SUMA	25,709.00

Una vez hecho el análisis anterior, se obtienen los siguientes resultados económicos:

Valor (N\$)

Inversión fija	~ 7'000,000
Utilidad neta anual	4,612,000
Punto de equilibrio	> 4 meses

Estos valores llevan a las siguientes afirmaciones:

1. La inversión fija se recupera en menos de 2 años.

2. La utilidad neta anual es apreciable.
3. El punto de pérdidas y ganancias (punto de equilibrio) de 4 meses se encuentra dentro del rango considerado para este parámetro, por lo tanto a partir del quinto mes los ingresos son igual a los egresos.

### **7.3 DIAGRAMA DE GANTT.**

#### **PROGRAMA DE ACTIVIDADES**

Una vez establecidas las bases de diseño, en donde se han asentado las especificaciones con las que debe cumplir el proceso, se continuará con el desarrollo del programa de actividades que se llevarán a cabo, desde que se tiene hecho el estudio de factibilidad hasta el arranque de la planta, así como el orden en el cual se deben realizar dichas operaciones y el tiempo aproximado que abarca una de ellas.

Las actividades son las siguientes:

1. Constitución de la sociedad y pago de tecnología
2. Nombramiento del gerente general
3. Adquisición de la oficina y contratación de la secretaria del gerente
4. Compra del terreno
5. Diseño de la planta
6. Contratación del contador
7. Contratación de servicios
8. Cotización de equipos
9. Construcción de edificios y caminos

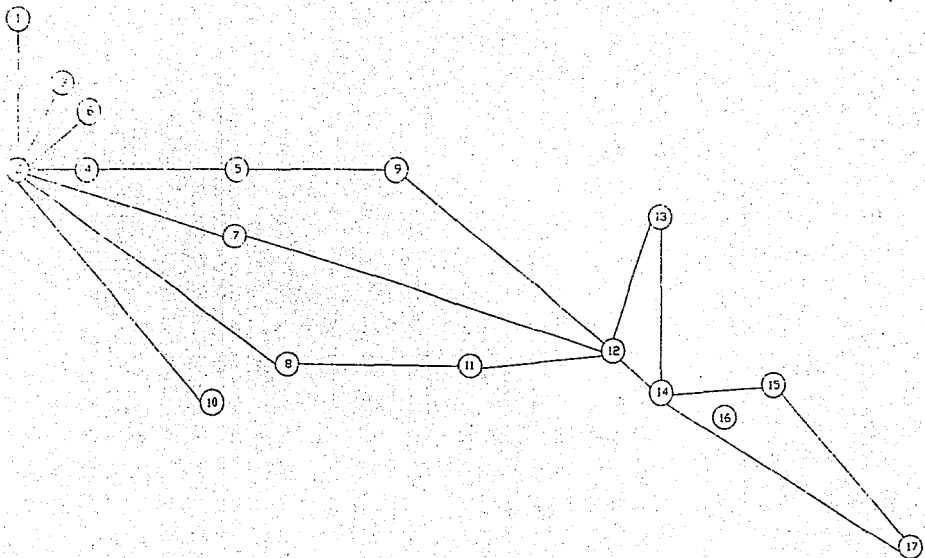
10. Contratación de personal de vigilancia
11. Compra de equipos
12. Instalación de equipos
13. Contratación del personal de mano de obra directa
14. Compra de materia prima
15. Pruebas de equipo
16. Contratación del personal administrativo
17. Arranque de la planta

A continuación se muestra una gráfica de Gantt, las diferentes actividades y los tiempos considerados para la duración de cada una de ellas y la puesta en marcha de la planta. (Fig. 7.3.0)

También se elaboró la Ruta Crítica para observar el orden en el cual se efectuarán cada una de estas actividades. (Fig. 7.3.1)

ACTIVIDAD	TIEMPO ( EN MESES)
1. CONSTIT. DE LA SOCIEDAD	*
2. NOMB. DEL GERENTE GRAL.	*
3. ADQ. DE OFICINAS Y CONT. DE SECRETARIA	****
4. COMPRA DEL TERRENO	***
5. DISEÑO DE LA PLANTA	*****
6. CONTRAT. DEL CONTADOR	*****
7. CONTRAT DE SERVICIOS	*****
8. COTIZACION DE EQUIPOS	****
9. CONSTRUCC. DE EQUIPOS Y CANINOS	*****
10. CONTRAT DE PERS. DE VIGILANCIA	***
11. COMPRA DE EQUIPO	*****
12. INSTALACION DE EQUIPOS	*****
13. CONTRAT. DEL PERSONAL DE M.O.D	*****
14. COMPRA DE MATERIA PRIMA	*****
15. PRUEBA DE EQUIPOS	*****
16. CONTRAT. DE PERSONAL ADMVO.	*****
17. ARRANQUE DE LA PLANTA	*****
	1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18

GRAFICA No. 7.3.1 RUTA CRITICA



## **CAPITULO VIII**

### **CONCLUSIONES**

El presente trabajo ha sido elaborado con la finalidad de analizar técnico-económicamente la viabilidad de la instalación de una planta productora de etileno a partir de alcohol etílico tomando en cuenta las ventajas que conlleva su realización.

En primer instancia, el análisis de mercado de etileno, reflejó un crecimiento constante a partir de 1940, esto debido a la diversidad de usos que se le ha dado al etileno como materia prima para la industria en general; todo esto se refleja en un crecimiento de estrategias de producción de etileno y la creación de nuevos proyectos de expansión, modernización y establecimiento de nuevas plantas productoras de etileno, así como a la investigación de nuevos procesos para producirlo, tales procesos incluyen desde procesos petroquímicos convencionales, hasta la utilización de otros recursos naturales como los minerales y los agrícolas.

En México la producción de etileno se realiza solamente por proceso petroquímico y se ha descartado la posibilidad de utilizar otros recursos importantes, como es el caso de los agrícolas y en especial de la caña de azúcar y sus derivados.

¿Porqué se seleccionó la caña de azúcar y sus derivados?

Primeramente se deseaba utilizar sólo los excedentes de la industria azucarera como son: el bagazo la remolacha y las melazas de desperdicio; sin embargo, cuando se realizó la investigación sobre qué tipo y cantidades de desperdicio existen en los ingenios, se observó que éstos no tienen una utilidad secundaria y simplemente se convierten en basura; además de esto se encontró que la industria azucarera en nuestro país ha estado en crisis desde 1988 y no se le ha buscado una alternativa a sus problemas, por lo que se decidió utilizar este problema y proponer



un enfoque diferente para la industria de la caña de azúcar y adaptar tecnología que se utiliza en otros países que no poseen petróleo para la fabricación de etileno y que sin embargo lo producen, como es el caso de la India y Paquistán, entre otros.

Posteriormente se procedió a la investigación de la tecnología existente para producir etileno, tanto por procesos petroquímicos convencionales como alternativos; entre estos últimos se encuentran los que utilizan la fermentación de frutos para la obtención de etanol y su posterior deshidratación a etileno. En la Tabla 8.1.0 se muestra una comparación cualitativa de los procesos alternativos, incluyendo el de este proyecto.

El proceso alternativo propuesto se estructuró en base a las mismas operaciones unitarias que presentan los procesos alternativos de producción de etileno vía deshidratación de etanol, con algunos ajustes y modificaciones, encontrando que esencialmente todos los procesos de producción tienen la misma secuencia de operaciones unitarias, las cuales son:

- Vaporización
- Recalentamiento
- Deshidratación
- Enfriamiento
- Secado
- Separación
- Compresión

**TABLA 8.1.0**  
Comparación de Procesos Alternativos

PROCESO	TECNOLOGIA	CATALIZADOR	% CONVERSION	EQUIPO MAYOR	CONTROL DE OPERACION
SYNGAS					
1. CRACKING CATALITICO DE METANOL	FISHER-TROPSCH (F.T.)	ALUMINO, SILICIO, ZEOLITA	90 - 94	- 10	COMPLEJO
2. LIQUIDOS SUPERIORES	F.T.	SEOLICA SELECTIVA	90 - 94	- 10	COMPLEJO
3. ETANOL VIA HOMOLOGACION	F.T.			- 12	COMPLEJO
DESHIDRATACION DE ETANOL					
1. LECHO FIJO	LUMMUS			12	NO COMPLEJO
2. LECHO MOVIL	LUMMUS			13	COMPLEJO
3. SYNDOL	HALCON SD.	SYNDOL		12	NO COMPLEJO

Las diferencias más notables se presentan en la sección de deshidratación, ya que existen procesos con reactores de lecho fijo y de lecho móvil. Los de lecho móvil requieren de mayor control de temperatura para obtener una óptima conversión de etanol en etileno. En cambio los de lecho fijo requieren de un control menos riguroso, aunque proporcionan rendimientos aproximadamente un 3% menores que los de lecho móvil.

Una consideración importante es la selección del rango de temperatura de operación para los reactores, en función del catalizador y las normas de seguridad establecidas. Ninguno de los procesos establecidos para producir etileno vía deshidratación de etanol, que aquí se presentaron, mencionan el

catalizador utilizado, excepto para el proceso HALCON SD. Sin embargo, de acuerdo a la literatura, la mayoría de los catalizadores utilizados para este propósito y que además se encuentran en México, tienen un tiempo de vida óptimo si se trabaja en un rango de temperatura inferior a los que se establecen en los procesos mencionados, es decir, la mayoría de los catalizadores disponibles en México, tienen un tiempo de vida óptimo si se trabaja en un rango de 300-400 grados centígrados. Si la temperatura se incrementa, disminuye su tiempo de vida, además que a temperaturas mayores de 400°C se acerca al límite de explosividad del etileno. Esta consideración es importante, ya que la selección del catalizador así como del rango de operación no afectará en sentido económico, ya que si se elige la temperatura por debajo del rango óptimo puede no tenerse la selectividad adecuada y obtener así bajos rendimientos de etileno.

Considerando ahora el sistema de intercambio de calor (vaporización y recalentamiento), en los procesos Lummus se observa que los procesos de lecho fijo requieren vapor para vaporizar y recalentar el etanol, además de que el reactor requiere de un sistema adicional de calentamiento (chaqueta o bien tubos radiantes); en cambio, en los de lecho móvil, el sistema de vaporización y recalentamiento son los mismos, pero el sistema adicional de calentamiento que proporciona el calor requerido para la reacción lo proporciona el catalizador mismo, cuando éste sale del regenerador, así se aprovecha la energía que éste posee al salir del regenerador.

Las etapas de secado, separación y compresión son las mismas para todos los procesos.

El proceso alternativo propuesto se estructuró en base a las mismas operaciones unitarias expuestas anteriormente y se diferencia de los demás en el sistema de vaporización y recalentamiento, ya que utiliza la energía de los efluentes del reactor para vaporizar y recalentar el etanol. Con esto se disminuyen los costos de energía por calentamiento, así como de enfriamiento. Debido a la pérdida de temperatura de los efluentes del reactor en su paso por el sistema de intercambio de calor y el posterior enfriamiento, la separación de los componentes de dicho efluente es más sencillo y eficiente por una torre de flash.

La temperatura y demás condiciones en el reactor de acuerdo al catalizador utilizado (alúmina activada) se consideran óptimos para la producción de etileno, ya que en primer lugar estas se ajustan a las normas de operación de los materiales de proceso y obedecen las condiciones establecidas para la reacción química de deshidratación catalizada para etanol; además de tener un mayor rango de temperatura de operación, lo que disminuye el costo por equipo de control e instrumentación.

Las eficiencias de conversión son aproximadamente iguales en todos los procesos, pero la seguridad del proceso propuesto es mayor.

Los costos más bajos corresponden al proceso sugerido, debido a que es el menos complejo y donde se requiere menor cantidad de personal altamente calificado. Por otro lado, el catalizador empleado es común y proporciona eficiencias semejantes y se puede conseguir en México.

Por último, se estableció el estudio económico que es un punto importante en la determinación de la viabilidad de un proyecto industrial; en el caso de este trabajo los resultados son favorables, por lo que la inversión realizada se recupera (teóricamente) en menos de dos años y proporciona una utilidad neta del 12.5% con respecto a las ventas totales al año.

La realización del proyecto conduce a las siguientes conclusiones:

La instalación de una planta productora de etileno es factible.

En México el etileno es un petroquímico básico y por decreto constitucional, sólo lo produce PEMEX (Petróleos Mexicanos); por lo tanto, no es aplicable en este país, sin embargo no deja de ser una alternativa para el mismo.

El proyecto si es aplicable al país de Cuba, ya que el petróleo de este lugar no puede utilizarse para producir etileno y la industria cañera está en búsqueda continua de nuevas alternativas de utilización de la caña de azúcar, así lo refleja la producción de 19 productos derivados de ésta en ese país.

## APENDICE

## APENDICE

### MEMORIA DE CALCULO DE EQUIPO MAYOR

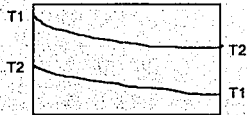
Producto:	Etileno ( $C_2H_4$ )
Materia prima:	Etanol (alcohol etílico $C_2H_5OH$ )
Volumen de etanol consumido por año:	40,000 ton
Días de operación de la planta:	335 días/año
Flujo másico por hora:	4,979 kg (10,968 lb/hr)

El orden de cálculo de equipo es el siguiente:

1. Sistema de intercambio de calor:
  - Vaporizador EA-1
  - Re-calentador EA-2
  - Enfriador EA-3
2. Recipientes:
  - Fermentación FA-1
  - Almacén de etanol BA-1
  - Tanque distribuidor FA-2
  - Tanque flash DA-1
3. Reactor DC-1
4. Compresor GB-1
5. Bombas GA-1/2/3/4
6. Sistema de tubería

## INTERCAMBIADORES DE CALOR

Ecuaciones utilizadas



$$\Delta T_1 = T_1 - T_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - T_1$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

$$\Delta T_1 = T_1 - T_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - T_1$$

$$R = \frac{\Delta T}{\Delta t} \quad S = \frac{\Delta T}{\Delta t_{\max}}$$

TUBOS

$$A = Q / (LMTD \cdot U^*)$$

$$n_t = A / (a_t \cdot L_t)$$

$$a_t = (a_r \cdot n_t) / (144 \cdot n_p)$$

$$G_t = W / a_t$$

$$Re = (G_t \cdot ID) / \mu$$

$$Pr = (C_p \cdot \mu) / K$$

$$h_i = (K/D)^{0.27} \cdot Re^{(0.8)} \cdot Pr^{(1/3)}$$

$$h_{io} = h_i (ID/OD)$$

$$\Delta PT = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_t}{5.22 \times 10^{10} \cdot D \cdot S}$$

CORAZA

$$= \frac{OD \cdot C \cdot B}{144 \cdot n_p \cdot P_t}$$

$$G_s = W / a_s$$

$$Re = \frac{G_s \cdot De}{\mu}$$

$$Pr = (C_p \cdot \mu) / K$$

$$h_o = (K/De) \cdot J_H \cdot Pr^{(1/3)}$$

$$Ps = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot OD \cdot n}{5.22 \times 10^{10} \cdot De \cdot S}$$

COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA

$$U_D = 1 / (1/h_{io} + X/R + 1/h_o)$$

$$U_{DC} = 1 / (U_D^{-1} + R)$$



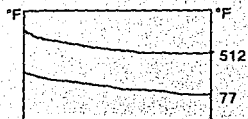
## NOMENCLATURA

### TUBOS

### CORAZA

LMTD	Media logaritmica de la diferencia de temp. ( $^{\circ}\text{F}$ )	OD	Diámetro exterior coraza (pulg)
Q	Calor de transferencia (BTU/hr)	C	Distancia entre tubos (pulg)
A	Area de transferencia de calor	B	Distancia entre mamparas (pulg)
U <sup>+</sup>	Coefficiente de transferencia de calor (BTU/hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> $\cdot$ $^{\circ}\text{F}$ )	Pt	Distancia entre centro y centro entre tubos (pulg)
n <sub>t</sub>	Número de tubos	n'p	Número de pasos por coraza
a <sub>t</sub>	Area de transferencia de calor /long. de tubo (pie <sup>2</sup> / pie)	W	Flujo másico por coraza (lb/hr)
np	Número de pasos por tubos	Gs	Flujo másico por área de transf. de calor total (lb/hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> )
L	Longitud de tubos (pie)	De	Diámetro equivalente (pulg)
a <sub>f</sub>	Area de flujo tubos (pulg <sup>2</sup> )	u	Viscosidad (lb / pie $\cdot$ hr)
a <sub>t</sub>	Area transf. total de calor en tubos (pie <sup>2</sup> )	Re	Número de Reynolds
G <sub>t</sub>	Flujo másico por área de transf. total (lb/hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> )	Pr	Número de Prandl
W	Flujo másico (lb/hr)	JH	Factor gráfica 28
ID	Diámetro interno tubos (pie)	ho	Coefficiente individual de transf. de calor coraza (BTU/hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> $\cdot$ $^{\circ}\text{F}$ )
K	Conductividad térmica (BTU/ hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> $\cdot$ $^{\circ}\text{F}$ )	UD	Coefficiente global de transf. de calor (BTU/hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> $\cdot$ $^{\circ}\text{F}$ )
u	Viscosidad (lb/pie $\cdot$ hr)	UDC	Coefficiente de transf. de calor corregido por ensuciamiento (BTU/hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> $\cdot$ $^{\circ}\text{F}$ )
Cp	Capacidad calorífica (BTU/hr $\cdot$ $^{\circ}\text{F}$ )	$\Delta P$	Caida de presión (lb/pulg <sup>2</sup> )
hi	Coefficiente individual de transf. de calor tubos (BTU/hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> $\cdot$ $^{\circ}\text{F}$ )	f	Factor de fricción
hio	Coef. individual de transf. de calor corregido por diámetro de tubos (BTU/hr $\cdot$ pie <sup>2</sup> $\cdot$ $^{\circ}\text{F}$ )	S	Gravedad específica

EA - 1



$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= 500.4 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T_2 &= 423 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{LMTD} &= 460.61 \\ \Delta T &= 252 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t &= 174.6 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t_{\text{máx}} &= 675 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned} \quad \begin{aligned} R &= 1.44 \\ S &= 0.258 \\ \text{pie} &= 0.965 \end{aligned}$$

**TUBOS (MEZCLA ETILENO-AGUA)**

$$\begin{aligned} U^+ &= 60 \text{ BTU/hr pie}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ A &= 58.16 \text{ pie}^2 \\ \dot{Q} &= 1'551,160.3 \text{ BTU/hr} \\ T &= 626 \text{ } ^\circ\text{F} \\ C_p &= 0.590 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F} \\ u &= 0.43 \text{ lb/ft} \cdot \text{hr} \\ K &= 0.0318 \text{ BTU/lb} \cdot (^\circ\text{F/ft}^2) \text{ pie}^2 \\ W &= 10,968 \text{ lb/hr} \\ a_i &= 0.327 \text{ pie}^2/\text{ft} \\ a_f &= 0.985 \text{ in}^2 \\ \text{ID} &= 0.87 \text{ pulg} \\ \text{OD} &= 1.25 \text{ pulg} \\ X &= 0.065 \text{ pulg} \\ a_i &= 0.174 \text{ pie}^2 \\ G_t &= 62,880.1 \text{ lb/hr} \cdot \text{pie}^2 \\ \text{Re} &= 137,791.45 \\ \text{Pr} &= 0.788 \\ \\ h_i &= 109.85 \text{ BTU/hr pie}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ h_{io} &= 98.42 \\ \\ \Delta P_t &= 0.93 \text{ lb/pulg}^2 \\ U_D &= 79.45 \\ U_{Dc} &= 65,185 \\ \Delta P_s &= 1.26 \text{ lb/pulg}^2 \end{aligned}$$

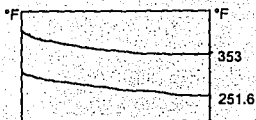
**CORAZA (ETANOL)**

$$\begin{aligned} t &= 164.3 \text{ } ^\circ\text{F} \\ C_p &= 0.81 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F} \\ u &= 0.0242 \text{ } C_p \\ K &= 0.073 \text{ BTU/lb} \cdot (^\circ\text{F/ft}) \text{ pie}^2 \\ W &= 10,968 \text{ lb/hr} \\ B &= 4 \text{ pulg} \\ C &= 0.3125 \text{ pulg} \\ P_t &= 1.5625 \text{ pulg} \\ \text{OD} &= 15.25 \text{ pulg} \\ D_e &= 0.91 \text{ pulg} \\ S &= 0.789 \\ \\ a_s &= 0.1694 \text{ pie}^2 \\ G_s &= 64,899.4 \text{ lb/hr} \cdot \text{pie}^2 \\ \text{Re} &= 203,369.35 \\ \text{Pr} &= 1.75 \\ \text{JH} &= 290 \\ h_o &= 336.39 \text{ BTU/hr pie}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ \Delta P_s &= 0.33 \text{ lb/pulg}^2 \end{aligned}$$

**ARREGLO DEFINITIVO:**

Vaporizador: 1 paso por la coraza, 2 por los tubos  
 Tubos (mezcla): 51 tubos BWG 16, 1¼" OD, 19/16" pt, arreglo triangular, long. 4 pies  
 Coraza (etanol): 15¼" OD, B=4, n=12

## EA - 2



$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= 44.4 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T_2 &= 101.4 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{LMTD} &= 69.02 \\ \Delta T &= 159 \text{ }^\circ\text{F} & R &= 0.735 \\ \Delta t &= 216 \text{ }^\circ\text{F} & S &= 0.829 \\ \Delta t_{\text{máx}} &= 260 \text{ }^\circ\text{F} & \text{pie} &= 0.85 \end{aligned}$$

## TUBOS (ETANOL)

$$\begin{aligned} U^+ &= 55 \text{ BTU/hr pie}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\ A &= 295.31 \text{ pie}^2 \\ ) &= 888,408 \text{ BTU/hr} \\ T &= 359.6 \text{ }^\circ\text{F} \\ C_p &= 0.375 \text{ BTU/lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\ \dot{u} &= 0.032 \text{ lb/pie} \cdot \text{ hr} \\ K &= 0.014 \text{ BTU/lb (}^\circ\text{F/pie}^2) \text{ pie}^2 \\ W &= 10,968 \text{ lb/hr} \\ at &= 0.2618 \text{ pie}^3/\text{pie} \\ af &= 0.594 \text{ pulg}^2 \\ ID &= 0.870 \text{ pulg} \\ OD &= 1.0 \text{ pulg} \\ X &= 0.065 \text{ pulg} \\ \\ Pr &= 0.949 \\ h_i &= 18,462 \text{ BTU/hr pie}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\ h_{io} &= 160.62 \end{aligned}$$

## CORAZA (MEZCLA ETILENO/AGUA)

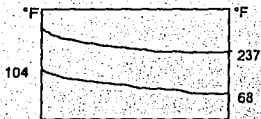
$$\begin{aligned} t &= 420.5 \text{ }^\circ\text{F} \\ C_p &= 0.485 \text{ BTU/lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\ u &= 0.0352 \text{ lb/pie} \cdot \text{ hr} \\ W &= 10,968 \text{ lb/hr} \\ OD &= 17.25 \text{ pulg} \\ B &= 4 \text{ pulg} \\ C &= 0.25 \text{ pulg} \\ pt &= 1.25 \text{ pulg} \\ D_e &= 0.94 \text{ pulg} \\ S &= 0.967 \\ \\ as &= 0.0479 \text{ pie}^2 \\ G_s &= 228,977 \text{ lb/hr} \cdot \text{ pie}^2 \\ Re &= 535,393.36 \\ Pr &= 480 \\ J_H &= 0.9058 \\ h_o &= 121.21 \text{ BTU/hr pie}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= 68.10 \text{ BTU/hr} \cdot \text{ pie}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\ U_{bc} &= 59.93 \text{ BTU/hr} \cdot \text{ pie}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\ U^+ &= 55 \text{ BTU/hr} \cdot \text{ pie}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta PT &= 1.97 \text{ lb/pulg}^2 \\ \Delta PT &= 2.51 \text{ lb/pulg}^2 \\ \Delta Ps &= 0.29 \text{ lb/pulg}^2 \\ \Delta PTOT &= 4.77 \text{ lb/pulg}^2 \end{aligned}$$

## ARREGLO FINAL:

Pre calentador: 2 pasos por coraza, 8 pasos por tubos  
 Tubos: 94 tubos BWG 16, 1" OD, 1/4" pt, arreglo triangular,  
 long = 12 pies, np = 8, C = 0.25  
 Coraza: 17.25 pulg OD, B = 4, n = 36, np = 2

## EA - 3



$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= 237 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T_2 &= 169 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{LMTD} &= 201 \\ \Delta T &= 104 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t &= 36 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t_{\text{máx}} &= 237 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned} \quad \begin{aligned} R &= 2.9 \\ S &= 0.13 \\ \text{pie} &= 0.99 \end{aligned}$$

## TUBOS (MEZCLA ETILENO-AGUA)

$$\begin{aligned} U^+ &= 40 \text{ BTU/hr pie}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \\ A &= 81.681 \text{ pie}^2 \\ ) &= 540,000 \text{ BTU/hr} \\ T &= 289.2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ C_p &= 0.463 \text{ BTU/lb} \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \\ u &= 0.1016 \text{ lb/pie} \cdot \text{ hr} \\ K &= 0.0161 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/pie)} \\ W &= 10,968 \text{ lb/hr} \\ at &= 0.2618 \text{ pie}^2/\text{pie} \\ af &= 0.594 \text{ pulg}^2 \\ \text{ID} &= 0.87 \text{ pulg} \\ \text{OD} &= 1.00 \text{ pulg} \\ X &= 0.005 \text{ pulg} \\ at &= 0.107 \text{ pie}^2 \\ G_t &= 102,505 \text{ lb/pie}^2 \cdot \text{ hr} \\ \text{Re} &= 73,116.77 \\ Pr &= 2.93 \\ hi &= 66.74 \\ hio &= 58.06 \end{aligned}$$

## CORAZA (AGUA)

$$\begin{aligned} t &= 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\ C_p &= 1.0 \text{ BTU/lb} \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \\ u &= 0.85 \text{ } C_p \\ K &= 0.356 \text{ BTU/hr} \cdot \text{ pie}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \\ W &= 15,000 \text{ lb/hr} \\ \text{OD} &= 12 \text{ pulg} \\ B &= 12 \text{ pulg} \quad n = 14 \text{ pulg} \\ C &= 0.25 \text{ pulg} \\ pt &= 1.25 \text{ pulg} \\ De &= 0.99 \text{ pulg} \\ S &= 1 \\ as &= 0.05 \text{ pie}^2 \\ G_s &= 3,000,000 \text{ lb/pie}^2 \text{ hr} \\ \text{Re} &= 12,032 \\ J_H &= 60 \\ Pr &= 5.83 \\ ho &= 466 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= 51.06 \\ U_{dc} &= 46.33 \\ U^+ &= 40 \end{aligned}$$

$$\Delta P_T = 0.143 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\Delta P_s = 1.14 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\Delta P_{TOT} = 1.283 \text{ lb/pulg}^2$$

## ARREGLO FINAL:

Enfriador: 1 paso por coraza, 2 pasos por tubos  
 Tubos: 52 tubos BWG 16, 1" OD, 1/4" pt, C = 0.25, LT = 6 pie, arreglo triangular  
 Coraza: 12" OD, B=12", n=14, np=1

## RECIPIENTES

### ECUACIONES UTILIZADAS.

$$P_D = T_{op} + 30 \text{ lb/pulg}^2$$

$$P_D = 1.1 (P_{op}) \quad \text{La que resulte mayor}$$

$$P_D = 75 \text{ lb/pulg}^2$$

$$P_p = 1.5 P_D$$

$$T_D = T_{op} + 50 \text{ }^\circ\text{F} \quad \text{La que resulte mayor}$$

$$T_D = 1.1 (T_{op})$$

$$\text{Espesor de recipientes (t)} \quad t = \frac{P \cdot R}{SE - 0.6 P}$$

$$\text{Espesor de tapa elipsoidal} \quad t = \frac{P \cdot D}{2 SE - 0.2 P}$$

### NOMENCLATURA.

$P_D$  = Presión de diseño lb/pulg<sup>2</sup>

$P_p$  = Presión de prueba lb/pulg<sup>2</sup>

$P_{op}$  = Presión de operación lb/pulg<sup>2</sup>

$T_D$  = Temperatura de diseño °F

$T_{op}$  = Temperatura de operación °F

$t$  = Espesor pulg

$D$  = Diámetro del recipiente pulg

$R$  = Radio del recipiente pulg

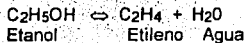
$S$  = Esfuerzo permisible para el material de construcción lb/pulg<sup>2</sup>

$E$  = Eficiencia de junta (adimensional)

CONCEPTO	RECIPIENTE FA - 1	BA - 1	FA - 2	DA - 1
Función	Fermentador	Almacén MP	Balance	Tanque flash
Tipo	Atmosférico	Atmosférico	A presión	Presión
Volumen (m³)	190	1,515	10	2.6
Td (°F)	127	127	127	190
Top (°F)	77	77	77	140
Pop (lb/pulg²)	14.7	14.7	59	74
Pd (lb/pulg²)	75	75	89	110.25
Pp (lb/pulg²)	112	112	133	165.4
Tipo de unión	Junta a tope con doble cordón	Junta a tope con doble cordón	Junta a tope con doble cordón	Junta a tope con doble cordón
Tipo de prueba	Radiografiado por puntos	Radiografiado por puntos	Radiografiado por puntos	Radiografiado por puntos
E	0.85	0.85	1.0	1.0
Material	SA-516-60	SA-516-60	SA-516-50	SA-516-50
S (lb/pulg²)	15,000	15,000	15,000	15,000
D m (pie)	5 (16.5)	12 (32)	2 (6.6)	1 (3.3)
H m (pie)	9.6 (31.14)	14 (46)	3.2 (10)	3 (9.5)
Ancho placas (pie)	8	8	1 - 8 0.5 - 4	6
Total de anchos	4	6		2
Espesor (pulg)	0.705	1½	0.355	0.395
Espesor de tapa (pulg)	0.525	0.793	0.359	0.269
Tipo de tapa			Elipsoidal	Elipsoidal

## REACTOR DC-1

### Datos de reacción



$$P = 5 \text{ atm}$$

$$T = 400 \text{ }^\circ\text{C}$$

### Datos proceso

$$\text{Entrada: Etanol } T = 242 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$W = 10,968 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Salida: Mezcla etileno-agua-etanol}$$

$$T = 400 \text{ }^\circ\text{C}$$

Catalizador: Oxido de aluminio

$\text{Al}_2\text{O}_3$ , conversión 98%

Espacio velocidad (S)

$$S = 0.63 \text{ min}^{-1} = 3.8 \text{ hr}^{-1}$$

$$\Delta H_f^\circ = \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = -56.12 \text{ kcal/g.mol}$$

$$\text{C}_2\text{H}_2 = 12.5 \text{ kcal/g.mol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = -57.8 \text{ kcal/g.mol}$$

$$\Delta H_r = \Delta H_f^\circ - \Delta H_{fp}^\circ = 10.82 \text{ kcal/g.mol}$$

$$\Delta H_r = + 386.5 \text{ Kcal/Kg (reacción endotérmica)}$$

$$\text{Flujo másico etanol} = 10,968 \text{ lb/hr} = 108.1 \text{ lb/mol etano}$$

	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	$\rightleftharpoons$	$\text{C}_2\text{H}_4$	+	$\text{H}_2\text{O}$
i)	108.1				
r)	.02 (108.1)		0.98 (108.1)		.98 (108.1)
	2.16 lb.mol		106 lb.mol		106 lb.mol
$M_i$ (lb/hr)	219.0		6,543.0		4,206.0
$X_i$	0.02		0.6		0.38
$\rho$ (lb/pie <sup>3</sup> )	0.312		0.0783		19.692
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	5		1.254		315.44
M Kmol	2/46		60/28		38/18

$$M_{\text{prom}} = 1.432 \text{ kmol}$$

$$(\rho/M)_{\text{prom}} = 1/3 (\rho_1/M_1) + \rho_2/M_2 + \rho_3/M_3 = 38.82 \text{ Kg/m}^3 \cdot \text{Kmol}$$

$$\rho_{\text{prom}} = 55.58 \text{ Kg/m}^3 = 3.43 \text{ lb/pe}^3$$

Volumen del Reactor.

$$\tau = \frac{1}{S} = \frac{V}{V_o} = \frac{\text{Volumen reactor}}{\text{Caudal volumétrico}}$$

$$S = \text{Espacio velocidad} = 37.8 \text{ hr}^{-1}$$

$$\tau = \text{Tiempo de residencia}$$

$$V_o = W/\rho = 3,194.43 \text{ pie}^3/\text{hr}$$

$$V = V_o/S = 84.5 \text{ pie}^3 \quad \text{Volumen reactor} = 2.4 \text{ m}^3$$

### COMPRESOR GB-1

Datos de entrada

Datos de salida

$$T_1 = 85 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = ?$$

$$P_1 = 3 \text{ atm (44 psia) (3.1 Kg/cm}^2\text{)} \quad P_2 = 150 \text{ psia (10.543 Kg/cm}^2\text{)}$$

$$W = 6543 \text{ lb/hr} \\ (109.05 \text{ lb/min})$$

Utilizando el diagrama de Mollier (P - H) para el etileno:

$$H_1 = 190 \text{ Kcal/Kg} = 342 \text{ BTU/lb}$$

$$V_1 = 0.34 \text{ m}^3/\text{Kg} = 545 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

$$S_1 = \text{Entropía} = 1.45$$

$$\text{con } S_1 = \text{cte y } P_2 = 10.543 \text{ Kg/cm}^2$$

$$H_2 = 215 \text{ Kcal/Kg} = 387 \text{ BTU/lb}$$

$$V_2 = 0.12 \text{ m}^3/\text{Kg} = 1.923 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

$$T_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C}$$



$$H \text{ adiabática} = H_2 - H_1 = 45 \text{ BTU/lb} \cdot 778 = 35,010 \frac{\text{lb} \cdot \text{pie}}{\text{lb}}$$

$$\text{Vol. entrada} = W \cdot V_1 = 594.32 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$\text{Relación de compresión: } rc = n \sqrt{P_2 / P_1}$$

$$n = \# \text{ de etapas}$$

$$\text{criterio: } 3.5 < rc < 4$$

$$rc = P_2 / P_1 = 3.4 \quad n = 1 \text{ (compresor de una etapa)}$$

$$P_{\text{descarga}} = P_{\text{succión}} \cdot rc + \Delta P$$

$$\Delta P = 0.1 (P_2)^{0.7} = 3.33 \text{ psi}$$

$$P_{\text{descarga}} = 153 \text{ psi}$$

$$\text{Carga politrópica: } K = C_p / C_v = 1.4, \quad rc = 3.4, \quad V = 1,398 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$\eta = 0.8$$

$$\Phi = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\left( \frac{K-1}{K} \right)} = 1.42, \text{ gráfica 15 ( ) } \eta_p = 0.95$$

$$\eta_{ad}$$

$$\text{Eficiencia adiabática } \eta = 0.8/0.95 = 0.84$$

$$H_p = H_{ad} \cdot (\eta_p \eta_{ad}) = 33,259.5 \frac{\text{lb} \cdot \text{pie}}{\text{lb}}$$

$$\text{GPH} = \frac{W \cdot H_p}{33,000 \cdot \eta_p} = 138 \text{ HP} \quad \text{FHP} = \text{GHP} \cdot (0.02) = 2.75$$

$$\text{BHP} = \text{GHP} + \text{FHP} = 140.76 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia reducida} = 150 \text{ HP}$$

$$H_{\text{descarga}} = H_2' = \frac{H_{ad}}{\eta_{ad}} + H_1 = 395.57 \text{ BTU/lb}$$

$$(219.75 \text{ Kcal/Kg})$$

Con  $H_2'$ ,  $P_2$  y  $T_2$  en diagrama Mollier obtenemos  $V_2$

$$V_2 = 0.12 \text{ m}^3/\text{Kg}$$

$$\text{Flujo de descarga: } Q = W \cdot V_2 = 209.7 \text{ pie}^3/\text{min}$$

Arreglo final: 1 etapa

$$P_1 = 44 \text{ lb/pulg}^2 \quad P_2 = 150 \text{ psia}$$

$$T_1 = 85 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = 1,398 \text{ pie}^3/\text{min} \quad Q_2 = 209.7 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$\text{HP} = 150$$

### BOMBAS GA-1/2/3/4

#### ECUACIONES

$$\text{C.D.T.} = h_D - h_S - L_{eq \text{ succ}} + L_{eq \text{ desc}} + \frac{\Delta V_2}{2g^2} = \text{pie}$$

$$P_{desc} = h_D + L_{eq \text{ D}} \quad h_D = \text{Cabezal de descarga}$$

$$P_{succ} = h_S + L_{eq \text{ S}} \quad L_{eq \text{ S}} = \text{Longitud equivalente de succión (pie)}$$

$$\text{BHP} = \frac{P \cdot Q}{1715 \cdot \eta \text{ real}} \quad L_{eq \text{ D}} = \text{Longitud equivalente de descarga (pie)}$$

$$\text{NPSH} = \frac{(P_{sist} - P_{vap}) \cdot 2.31}{1715 \cdot \eta \text{ real}} \quad Q = \text{Flujo volumétrico GPM}$$

$$\Delta p = \text{Presión diferencial lb/pulg}^2$$

#### NOMENCLATURA

$$\eta = \text{Eficiencia}$$

$$\text{CDT} = \text{Carga dinámica total (ft)} \quad P_{sist} = \text{Presión del sistema}$$

$$h_s = \text{Cabezal de succión} \quad P_{vap} = \text{Presión de vapor}$$

$$d_g = \text{Densidad específica}$$

CONCEPTO	GA-1 GA-2	GA-3	G-4
hD (pie)	11.48	10.49	0
hS (pie)	2.70	3.94	3.68
Leq D (pie)	279.5	121.7	200
Leq S (pie)	121.7	344	121.5
$\Delta V^2 / 2 gc$	0.14	0.13	
C.D.T.	166.63	228.9	74.62
Pdesc (pie) (lb/pulg <sup>2</sup> )	126		200
	54.5	153.46	
Psucc (pie) (lb/pulg <sup>2</sup> )	54		125
	23.3	54.4	
BHP (HP)	1.92	2.64	0.63
NPSH (pie)	71.5	151.51	91.10

### LÍNEAS DE TUBERÍA

#### ECUACIONES UTILIZADAS

$$d = \sqrt{0.408 O/V}$$

$$Re = D V \rho / \mu$$

$$\Delta P = 0.000216 f L \cdot Q^2 / d^5 \quad \text{Líquidos}$$

$$\Delta P = 3.68 \times 10^{-8} (d + 3.6) W^2 L V \quad \text{Vapor}$$

$$d' = \sqrt{Q/149.82 (P/L S)^{0.54}} \quad \text{Líquido}$$

$$d' = (\text{vapor}) \text{ Nomogramas 3-17 Crane}$$

$$K = f (Leq/D)$$

$$h_L = 0.00259 K Q^2 / d^4$$

$$\Delta P_A = 1.078 \times 10^{-4}$$

## NOMENCLATURA

**d** = Diámetro estimado, pulg

**Re** = Número de Reynolds

**Q** = Flujo volumétrico, GPM

**V** = Velocidad del fluido, pie/s

= Densidad del fluido, lb/pie<sup>3</sup>

**u** = Viscosidad del fluido, lb/pie.hr

**ΔP** = Caída de presión, lb/pulg<sup>2</sup>

**W** = Flujo másico, lb/hr

**V** = Volumen específico, pie<sup>3</sup>/lb

**L** = Longitud de tramo recto, pie

**Leq** = Longitud equivalente, pie

**S** = Gravedad específica

**K** = Resistencia del flujo en accesorios

**h<sub>L</sub>** = Cabezal estático en accesorios, pie

**ΔP<sub>A</sub>** = Caída de presión en accesorios, lb/pulg<sup>2</sup>

No. DE LINEA CARACTERISTICAS	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
TEMPERATURA °F	77	77	77	77	77	77	77	257	400	752	510	342	237	165	302	143	140
PRESION lb/pulg <sup>2</sup>	44.1	44.1	44.1	44.1	44.1	44.1	44.1	59	59	73	72	72	73	44	147	44	44
DENSIDAD lb/pie <sup>3</sup>	49.23	44.3	49.23	49.23	49.23	49.23	49.23	0.353	0.272	0.450	0.20	0.22	0.24	0.15	0.77	0.21	0.21
VISCOSIDAD lb/pie hr	3.15	3.15	3.15	3.15	3.15	3.15	3.15	0.027	0.036	0.051	0.041	0.031	0.034	0.029	0.25	2.42	2.42
CAP. CALORIFICA BTU/lb °F	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65			0.44	0.37	0.43	0.46	0.45	0.45	1.0	1.0
FLUJO MASICO lb/hr	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	10,968	6,543	6,543	4,425	4,425
FLUJO VOLUMETRICO GPM	32	32	32	32	32	32	32	3,875	5,794	8,768	6,830	5,217	6,890	5,440	1,060	10	10
DIAMETRO NOMINAL pulg	2	2	2	2	2	2	2	6	6	6	6	6	6	4	3	2	2
REYNOLDS	24,845	24,845	24,845	24,845	24,845	24,845	24,845	1331.6	1137.0	715.85	844.20	1334.4	844.20	623.86	6493.6	47,968	47,968
VELOCIDAD pie/s	3	3	3	3	3	3	3	3	100	84	130	100	130	100	100	3	3
L-LONG. TRAMO RECTO pie	5	87	87	5	66	13.12	74.1	89.6	69.4	25	22	182	123	70.5	16.4	5	200
LONG. EQUIVALENTE pie	5	87	87	5	213.5	168.5	269.5	287.5	198	286	278	208	286	122	104	5	200
K (pie)	4.05	1.13	1.13	4.05	4.05	2.06	6.12	4.89	6.39	2.94	4.29	4.14	3.09	4.29	2.08	1.77	6.59
h <sub>L</sub> (pie)	0.14	0.15	0.14	0.13	0.13	0.143	0.32									0.15	1.3
ΔP <sub>A</sub> lb/pulg <sup>2</sup>								2.43	0.607	1.22	0.830	0.733	1.109	0.337	1.47		
ΔP <sub>L</sub> lb/pulg <sup>2</sup>	0.265	0.265	0.265	0.265	0.27	0.265	0.065	1.30	1.87	0.83	0.58	4.25	4.77	5.26	0.24		
ΔP <sub>T</sub> lb/pulg <sup>2</sup>	1.3	1.3	1.3	1.3	2.4	2.46	3.89	3.73	2.47	2.04	1.45	4.86	5.88	5.6	0.71	2.14	1.3

## BIBLIOGRAFIA

- (1) ANIQ: *Anuario de la industria química*. México (1991) Informe interno.
- (2) Bayer, F. and M. Kunstenaar: *Industrial World*. Vol. 204 5: 45 (1979)
- (3) Blanco, G., M. Suárez y E. Vega: *Alcoquímica. Análisis y Perspectivas de Nuevas Líneas de Investigación y Desarrollo*. ICIDCA, 1987. Informe interno.
- (4) Bruce, F.G.: "Ethylene Producers Margins Drift Down as Out put Climbs" *Chem. Eng. News*. 9:132 (1991)
- (5) Dante, B.: "El Azúcar Mexicano entre el Desorden y la Sobreoferta" *Epoca*, 24 junio (1991), p.8
- (6) Earl, V.A.: " Mexico's Chemical Industry Grears up for North American Free Trade" *Chem. Eng. News*, 9:65 (1991)
- (7) Hokana, F.: *World Centrifugal Sugar Production*, UDSA, Mayo 1992
- (8) Hu, Y.C.: "Unconventional Olefin Processes, Ethanol Dehydration" *Hyd. Proc.* 5:45 (1983)
- (9) Hernández, A. y Rudiño L.: *El Financiero*, 11 marzo (1992) p.8A, 12.
- (10) Hernández, A. y Rudiño L.: *El Financiero*, 5 marzo (1992) p.25A.
- (11) Hernández, A. y Rudiño L.: *El Financiero*, 27 feb. (1992) p.29A.
- (12) Kern, D.Q.: *Procesos de Transferencia de Calor*, CECSA, México (1989)
- (13) Marshall & Swift Equipment Cost. "Chemical Engineering" January 93, No.1 Vol. 100
- (14) Marshall & Swift Equipment Cost. "Chemical Engineering" Nov. 80, No.24 Vol. 82

- (15) Le, A.D.: "Unconventional Olefin Processes, Ethanol Dehydration" *Hyd. Proc.*, Vol. 70, 1:31 (1991)
- (16) Lummus, C.: "Ethylene Petrochemical Handbook 1985" *Hyd. Proc.*, Vol. 64, 11:134 (1985)
- (17) Kellogg: "Ethylene Petrochemical Handbook 1991" *Hyd. Proc.*, Vol. 68, 3:155 (1991)
- (18) Peter, M.S. and I. Timmerhaus: *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3d. ed., McGraw Hill Book Company, Colorado, USA (1980)
- (19) Petróleos Mexicanos: *Memoria de Labores* (1991-1992). México, D.F. Informe interno.
- (20) Perry, R.H. y C.H. Chilton: *Manual del Ingeniero Químico* 6a. edición. McGraw Hill, México (1986)
- (21) Rase, H.F. y H.H. Barrow: *Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso*, McGraw Hill, México 1984
- (22) Rudiño, L.L.: *El Financiero*, 24 octubre (1992), p.15
- (23) Treybal, R.E.: *Mass-Transfer Operations*, 3d. ed., McGraw Hill, New York (1980)
- (24) Ullman's: *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 5a. ed. Vol. 10. Advisory Board, N.Y. USA (1988)
- (25) "Fire Protection Guide to Hazardous Materials NFPA 49, 10a. ed. USA, 1991, p. 49-83
- (26) "Flammable Liquids, Gases and Volatile Solids" NFPA 325M, 10a. ed. USA, 1991 P. 325m-48