

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**Modificación del Sistema de Calentamiento
de la Planta de Estireno de Refinería Madero**

T E S I S
QUE PARA OBTENER
EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
PRESENTAN
RAYMUNDO PONCE CABRERA
SERGIO REYNOSO GARCIA



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



PRESIDENTE: Rudi P. Stivalet Corral.
VOCAL: Héctor Sobol Zaslav.
SECRETARIO: Antonio Frías Méndoza.
1er. SUPLENTE: Mario Ramírez Otero.
2o. SUPLENTE: Gerardo Bazán Navarrete.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

Refinería Madero - Cd. Madero, Tamps.

SUSTENTANTES: Ponce Cabrera Raymundo.
Reynoso García Sergio.

ASESOR: Rudi P. Stivalet Corral.

Deseamos patentizar nuestro
agradecimiento al Sr. Ing.
Rudi P. Stivalet por su va-
liosa y desinteresada ayuda
para la realización del pre
sente trabajo.

Agradecemos los valiosos
consejos del Sr. Ing. Pe
dro González F. durante
la elaboración de este -
trabajo.

A los compañeros de trabajo
de Refinería Madero que de-
una u otra forma nos impul-
saron hacia la culminación-
de este trabajo.

A todos los compañeros de
aquella gran época de vi-
da estudiantil que nunca-
se olvidará.

I N D I C E

I N D I C E

	PAGINA
INTRODUCCION	1
CAPITULO I	
GENERALIDADES	3
CAPITULO II	
DESCRIPCION DEL PROCESO	21
CAPITULO III	
CALCULOS	32
CAPITULO IV	
ESTUDIO ECONOMICO	55
CAPITULO V	
CONCLUSIONES	62
APENDICE	63
BIBLIOGRAFIA.....	69

I N T R O D U C C I O N

I.- INTRODUCCION

La industria Petroquímica en México, es relativamente nueva. Podemos decir que tiene diez o doce años cuando mas de vida, si bien - existian antes pequeños focos de desarrollo que hoy se considerarían - operaciones insignificantes.

La elaboración de polímeros de todos tipos y de sus materias primas, incluyendo los monómeros y los precursores de los monómeros — constituyen económicamente, la parte mas importante de la Petroquímica, tanto en nuestro país como en el extranjero.

Uno de los monómeros de mayor importancia dentro de este — campo es el Estireno, el cual se utiliza en forma importante en la elaboración de hules sintéticos, pero además es la materia prima de uno - de los renglones mas importantes que es el Poliestireno.

El consumo actual de estireno en México, es de aproximadamente 50,000 T/A y su uso ha venido creciendo en forma vigorosa, puesto - que ha aumentado de 6,400 T/A en 1963 a la cifra mencionada actualmente. Esto implica un crecimiento anual promedio de 22% y se estima que - en el futuro continuará a razón del 12% cuando menos durante 6 años y - se ha calculado que llegue a 82,000 ton. en 1978.

En México, actualmente se elabora este producto en la Refinería de Cd. Madero Tamps., mediante la deshidrogenación catalítica del - Etilbenceno. La planta existente tiene una capacidad nominal de 30,000 T/A y se encuentra operando en este momento a razón de 33,000 T/A. Cabe hacer notar que es la única planta de este tipo en toda América Latina, cuya operación fué iniciada en marzo de 1967.

En un principio, la capacidad de ésta planta cubría las necesidades nacionales sobre este producto durante aproximadamente 4 años.

Actualmente, la demanda nacional de Estireno sobrepasa la capacidad no minal de dicha planta en un 60%, teniendo que recurrir a importaciones con la consecuente fuga de divisas que tanto afectan la economía del país.

El presente trabajo tiene por objeto tratar de encontrar una pronta solución a este problema que día con día va creciendo.

Se tiene planeada la construcción de una segunda planta de Estireno de 60,000 T/A, la cual se ubicará en Pajaritos Ver., lo que representará una solución completa al problema, aunque a largo plazo.

Una solución inmediata, pero que no resolvería el problema totalmente, es la de aumentar de capacidad la planta ya existente, tratando de aprovechar en su totalidad el equipo que se encuentra en operación y a la cual nos abocaremos.

GENERALIDADES

II.- GENERALIDADES

1.0.- QUE ES EL ESTIRENO.-

Comúnmente conocido como: Monómero de Estireno, también se le llama: Vinilbenceno, Feniletileno, Estirol, Estiroleno, Cinameno, Cinamenol y Cinamol.

1.1.- Fórmula: $C_6H_5 - CH = CH_2$

1.2.- Peso Molecular: 104.14

Es el hidrocarburo aromático más sencillo con una cadena lateral no saturada.

1.3.- PROPIEDADES FISICAS:

1.3 a.- Estado Físico: Líquido a la temperatura ambiente.

1.3 b.- Color: Incoloro

1.3 c.- Olor: Dulce y agradable a bajas concentraciones. Desagradable a altas concentraciones. Al exponerse al aire forma peróxidos, aldehídos y cetonas que imparten al monómero un olor molesto muy penetrante.

1.3 d.- Peso específico a 20/4° : 0.903 - 0.907

1.3 e.- Temperatura de ebullición a 760 mm Hg : 145.2°C

1.3 f.- Temperatura de inflamación Tag C.C. 31°C

1.3 g.- Temperatura de Ignición: 34°C

1.3 h.- Temperatura de auto ignición: 490°C

1.3 i.-	Temperatura de congelación a 1 atm.	-30.63°C
1.3 j.-	Temperatura crítica	373°C
1.3 k.-	Presión crítica	40 atm.
1.3 l.-	Calor de vaporización a 25°C	102.65 cal/g
1.3 m.-	Calor de fusión	25.4 cal/g
1.3 n.-	Calor de combustión a 25°C	10.086 Kcal/g
1.3 o.-	Calor de polimerización	160.2 cal/g
1.3 p.-	Calor específico a 25°C	0.416 cal/g °C
1.3 q.-	Densidad de vapor	3.6 (Aire = 1)
1.3 r.-	Viscosidad a 25°C	0.730 cpoises
1.3 s.-	Índice de refracción a 25°C	1.5439
1.3 t.-	Tensión superficial a 25°C	31.7 dinas/cm
1.3 u.-	Constante dieléctrica a 1000 ciclos	2.35
1.3 v.-	Resistencia específica	3 x 10 ¹² ohm-cm
1.3 w.-	Presión de vapor a 25°C	6.45 mm Hg.
1.3 x.-	Solubilidad:	

Poco soluble en agua .

Miscible totalmente en metanol, etanol, éter, acetona, benceno, tolueno, tetracloruro de carbono y sulfuro de carbono.

1.4.- Propiedades Químicas:

1.4 a.- Reactividad:

Altamente reactivo. El calor, la luz y una gran variedad de catalizadores inducen la polimerización. La velocidad de polimerización se incrementa violentamente.

te a elevadas temperaturas.

Es fácilmente oxidado, reducido, halogenado y sulfonado. Reacciona con muchos hidrocarburos.

1.5.- Corrosividad:

No corroe a los metales, a excepción del cobre y sus aleaciones.

1.6.- Inflamabilidad: 1.1. -6.1% en volumen en el aire a presión atmosférica.

Su temperatura de inflamación es superior al límite máximo (26.7°C) que fija la I.C.C. para clasificar el producto como "Líquido inflamable".

Forma mezclas explosivas con el aire.

1.7.- Toxicología:

Concentración máxima permisible de vapor en el aire: 200 p.p.m. en volumen para una exposición continua de 8 hrs.

Concentraciones de 10.000 p.p.m. pueden ser fatales en un lapso de 30 a 60 minutos.

1.8.- Grados:

Químicamente se considera un solo grado, denominado "Comercial", con 99% min. de pureza. En el mercado se ofrecen principalmente dos grados: "Polimerización" - con 99.5% min. de pureza y "Técnico" o "Hule Sintético" con 99.2% min. de pureza.

1.9.- Manejo del Monómero.-

1.9 a.- Almacenamiento:

Pueden emplearse tanques horizontales o verticales, de cualquier material usual (fierro, fierro -

galvanizado, acero) a excepción de cobre y sus aleaciones, ya que estos metales coloran al estireno e inhiben la subsecuente polimerización.

Los tanques pueden estar bajo techo en áreas bien ventiladas o preferiblemente en el exterior, y conectadas eléctricamente a tierra.

Se recomiendan también tanques bajo tierra.

En general los tanques no requieren características especiales; trabajan a presión atmosférica y llevan válvulas de seguridad, termómetro y conexiones para circulación forzada.

Para disminuir las posibilidades de polimerización se ha recomendado mantener los tanques refrigerados a 21°C o menos y poner sellos de gas inerte, con lo que también se reduce al mínimo el peligro de explosión.

Se agrega un inhibidor (10-15 ppm. de butil ca-tecol terciario) para asegurar la estabilidad durante el almacenamiento y transportación. El monómero inhibido puede almacenarse sin alteración durante 3 meses si la temperatura no es superior a 35°C. Deben verificarse regularmente el contenido de inhibidor y de polímero. Para almacenamientos prolongados deben usarse tanques refrigerados a 4°C, sellos de gas inerte y un contenido de TBC de 10-15 ppm.

1.9 b.- Peligros:

Los peligros de incendio no difieren de los de otros hidrocarburos de similar punto de ebullición.

2.0.- USOS DEL ESTIRENO

2.1.- PRODUCTOS QUE USAN ESTIRENO:

2.1 a.- Hules Sintéticos:

GR-S- (Government Rubber Styrene) es la designación oficial del gobierno americano para el hule producido por copolimerización en emulsión del estireno y el butadieno. Dependiendo del tipo y cantidad del antioxidante que se agrega, así como de otros ingredientes específicos se identifican los diferentes tipos de hule estireno Butadieno con números y letras después de las siglas -GR-S.

Comercialmente el hule de estireno-butadieno se conoce como SBR y su aplicación principal es en la fabricación de llantas.

2.1 b.- Copolímeros y terpolímeros de estireno:

Además del SBR, el estireno forma polímeros en forma de látex o resinas con otros materiales. Los principales son el ABS (acrilonitrilo-butadieno-estireno) - que se usan en utensilios, partes de automóviles, teléfonos, tacones, equipajes, tubería y el SAN (estireno-acrilonitrilo) que se aplica extensivamente al moldeo.

Es interesante mencionar también los copolímeros de divinilbenceno, metilmetacrilato, cloruro de vinilideno. (nombres comerciales: Styron, Cerex, Plexene).

Los enlazamientos estireno-butadieno que son generalmente dispersiones coloidales de los copolímeros en agua, tienen amplio uso en pinturas, papel, textiles y adhesivos.

2.1 c.- Poliestireno:

El poliestireno directo, llamado también de uso general, se emplea ampliamente en moldeo y extrusión para hacer juguetes, artículos domésticos, artículos deportivos, etc.

El poliestireno modificado con SBR se denomina poliestireno de alto impacto y se usa en el moldeo de muchos artículos, como partes de televisión y de refrigeradores.

El poliestireno expandible se emplea como aislante en refrigeración.

2.1 d.- Materiales de impregnación:

Se usan copolímeros de estireno-aceite de linaza y de estireno con diferentes materiales resínicos.

2.1 e.- Resinas para laminación y fundido:

Las resinas para laminación a base de poliéster contienen de 30 a 60% de estireno. Se emplea también el estireno como modificador de resinas para fundición.

2.1 f.- Intermediario químico:

Es una materia prima barata para multitud de síntesis: halogenación, oxidación, hidrogenación, etc., que dan lugar a productos de aplicación en diversos campos, por ejemplo el dibromuro de estireno que se usa como insecticida.

2.1 g.- Aromáticos:

Uso limitado como intermediario en la formulación de perfumes.

2.2.- Compañías consumidoras de estireno en México.

Actualmente compran estireno 28 compañías diferentes -
siendo las principales:

<u>EMPRESA</u>	<u>PRODUCTOS QUE ELABORA</u>	<u>% DE CONSUMO</u>
1.- Adhesivos Resistol, S. A.	Emulsiones de estireno - butadieno.	37.0
2.- Productos de estireno, S. A.	Poliestireno cristal e - impacto (200 tons.), po- liestireno expandible - (1500 tons.) resinas SAN (1500 tons.) resinas ABS (750 tons.).	23.0
3.- Hules Mexicanos, S. A.	Hules sintéticos de esti- reno butadieno.	16.0
4.- Nacional de Resinas, S.A.	Resinas de poliestireno, incluyendo el de alto im- pacto.	8.0
5.- Negromex, S. A.	Hules sintéticos esteteo específicos de poli-buta- dieno, poli-insopreno y copolímeros de estireno butadieno.	7.0
6.- Otros.		9.0
	S u m a	<hr/> 100.0

2.3.- Consumo Anual de Estireno (toneladas)

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION</u>	<u>VENTAS</u>
1967	9,462	8,675
1968	24,432	24,343
1969	25,085	27,328
1970	28,053	31,057
1971	30,687	34,219
1972	32,063	43,307
1973	33,000	48,000
1974	33,000 (estimada)	53,000 (estimada)
1975	33,000 "	56,250 "

Ver gráfica No. 3 en apéndice.

3.0.- ELABORACION DEL MONOMERO DE ESTIRENO

3.1.- Materias Primas Usadas.

La única materia prima que se utiliza es el Etilbenceno, y actualmente proviene de 4 fuentes:

- a).- Fraccionamiento de mezcla de aromáticos producidos por reformación catalítica de gasolinas ligeras de sulfuradas en la Refinería de Minatitlán. (Cap. - Instalada 210 B/D.).
- b).- Alquilación del benceno con etileno de baja concentración (Proceso Alkar) producido en la desintegración catalítica de gasoleos en la Refinería de Madero (Cap. Inst. 850 B/D).
- c).- Alquilación de benceno con etileno de alta concentración (Proceso Alkar) en la Refinería de Minatitlán (Cap. Inst. 175 B/D).
- d).- Importaciones de etilbenceno.

3.2.- Método de Obtención.

La deshidrogenación catalítica del Etilbenceno es el principal proceso comercial usado para producir monómero de estireno.

El proceso consta de 2 etapas:

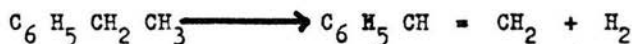
3.2 a.- Deshidrogenación Catalítica.

3.2 b.- Purificación del Estireno.

En la Refinería Madero, el estireno es obtenido a través del proceso citado, llevado a cabo en un reactor de lecho fijo y utilizando como catalizador un compuesto de óxidos metálicos.

3.2 a.- Deshidrogenación Catalítica.

El primer paso en la elaboración del estireno consiste en la eliminación del oxígeno contenido en el etilbenceno, ya que su presencia puede ocasionar reacciones de polimerización o descomposición, es por esto, que su eliminación es absolutamente necesaria; el siguiente paso importante es la reacción de deshidrogenación, la cual es reversible y endotérmica de izquierda a derecha, de acuerdo a:



Esta reacción puede ser completamente factible aún sin la presencia de catalizador a temperaturas alrededor de 600°C y aunque el equilibrio teórico es favorable, la velocidad de reacción es demasiado lenta para aplicaciones prácticas.

Para obtener conversiones por paso industrialmente aceptable, es necesario operar a temperaturas muy superiores, en las cuales el equilibrio es aún más favorable, pero que dan por resultado la formación de excesivas cantidades de gas, carbón y subproductos líquidos de cracking; es por estas limitaciones, que es necesario elegir una serie de condiciones que permitan una operación adecuada y un razonable rendimiento final. Varios investigadores han propuesto algunas formas (condiciones)

para favorecer el progreso de la reacción de izquierda a derecha y mejorar rendimiento del estireno, algunas de las cuales son:

- a).- Operar a presión reducida.
- b).- En presencia de aceptores de H_2 para perturbar el equilibrio.
- c).- En presencia de subproductos indeseables - para suprimir su formación.
- d).- En presencia de vapor de agua.
- e).- En presencia de catalizador.

En la Refinería Madero, se han seleccionado específicamente solo dos condiciones de las antes mencionadas para la operación de la planta de estireno, éstas son:

- 1.- El empleo de vapor de agua.
- 2.- Empleo de catalizador.

En seguida se mencionan algunas de las ventajas que proporciona el empleo de vapor de agua y del catalizador en la reacción de deshidrogenación.

- 1.- Empleo de Vapor de Agua.

En esta reacción, la cual es endotérmica, se produce un aumento de volumen lo que hace conveniente disminuir la presión. En lugar de conducir esta reacción a alta temperatura bajo un vacío parcial, se utiliza vapor para reducir la presión parcial de los reactivos y obtener el propósito deseado. El vapor es alimentado en una proporción de 2.5 partes por una de etilbenceno, lo que

reduce la presión parcial de los productos hasta aproximadamente 0.1 atm.

Además si el vapor es sobrecalentado a un punto tal que suministre el calor de deshidrogenación y se mezcla con el etilbenceno inmediatamente antes de ponerse en contacto con el catalizador, las reacciones laterales se conservan en un mínimo, a la vez que se evita el calentamiento directo del etilbenceno y por consiguiente la descarbonización de los hornos ya que sobrecalentando el vapor solo, esto no es necesario.

Otra de las funciones del vapor dentro de esta reacción, es mantener una operación continua ya que el catalizador utilizado es auto regenerativo cuando se usa en presencia de vapor.

2.- Empleo del Catalizador.

La deshidrogenación, que consiste en someter los vapores de etilbenceno a la acción del calor entre 500 y 800°C parece ser un proceso simple y conveniente, sin embargo, realmente es muy complejo.

La conversión directa da un 40% de rendimiento; la deshidrogenación pirolítica siempre da en adición al estireno numerosos productos tales como benceno, etilbenceno, metano, tolueno y materiales coloreados; sin embargo la literatura muestra que se obtienen resultados apreciablemente mejores mediante el empleo de catalizadores selectivos que aceleran la deshidrogenación y permiten la operación con una menor formación de subproductos.

La Compañía Suida, sugiere catalizadores a base de cobre, fierro y níquel en piedra pómez y óxidos de materiales difícilmente reductibles. Desde hace aproximadamente 30 años los catalizadores más ampliamente usados han sido entre otros, aquellos que tienen como componente básico un compuesto de potasio y son utilizados con vapor como diluyente en la deshidrogenación. Empleados en cama fija, los catalizadores de este tipo permiten una operación continua sin regeneración periódica para remover el carbón con el fin de reactivarlos, lo que introduciría una considerable complejidad en la operación.

Los investigadores Hansgirg y posteriormente Grinevich han descrito como la presencia de sales de potasio con óxido de magnesio y óxido de fierro, aceleran la reacción entre el carbón y el agua para formar monóxidos de carbono lo que permite una operación con resultados satisfactorios a temperaturas tan bajas como 400°C.

Normalmente cuando este tipo de reacción es llevada a cabo sin catalizador, se requiere una temperatura de operación cercana a 900°C para obtener resultados satisfactorios, esto nos indica la importancia que tienen los compuestos de potasio en el catalizador deshidrogenante del etilbenceno.

En la planta de Estireno de la Refinería Madero se emplea el catalizador Shell Development Co-105, el cual contiene un considerable porcentaje de óxido de fierro 85% activado con una pequeña proporción de un compuesto de potasio 4% y óxido de cromo 11%, el cual en condiciones normales de operación tendrá un tiempo de vida de -

1 a 3 años, proporcionando rendimiento de 85% de conversión y además, manteniendo una operación continua y uniforme. Este catalizador es de alta selectividad a una temperatura de 580 a 630°C minimizando las reacciones laterales. El cromo actúa como activador de la reacción y el potasio como promotor de la reacción entre el carbón y el vapor. Cabe reafirmar que el etilbenceno debe cubrir ciertas normas de pureza antes de ser alimentado al paso de deshidrogenación, pues la presencia de sustancias como el dietilbenceno aún en concentraciones muy pequeñas (0.04%) puede ocasionar serios problemas en el sistema de purificación, ya que este material se convierte parcialmente a divinilbenceno, el cual polimeriza rápidamente para formar residuos insolubles.

Las siguientes etapas en el proceso de estireno son: una sección de fraccionamiento y una sección de purificación del material deshidrogenado crudo.

3.2 b.- Purificación del Estireno.

Las condiciones para el fraccionamiento son más bien estrictas, debido a que no solamente el estireno producido debe ser de alta pureza, sino también el recirculado de benceno - tolueno, por otra parte, el punto normal de ebullición del etilbenceno es únicamente 9°C inferior al del estireno, este factor aunado a la polimerización concurrente ocasiona que la destilación del estireno a su punto normal de ebullición el cual es de 145.2°C esté fuera de toda consideración, puesto que se tendría una velocidad de polimerización muy elevada (+ 500% /hr.) Ver gráfica No. 2 de apéndice.

De esto se deduce que es absolutamente necesario llevar a cabo esta operación en condiciones de vacío, ya que de esta manera se logra la disminución del punto normal de ebullición, y por lo tanto la velocidad de polimerización del estireno,] por ejemplo: si en la operación se tuviera una presión absoluta de 30 mm Hg - el punto de ebullición del estireno será de 54°C y a esta temperatura la velocidad de polimerización disminuye a menos de 0.1% /hr.

Pero aún cuando se alcance una temperatura de destilación baja, las condiciones normales de operación hacen necesarias algunas precauciones adicionales, ya que la presencia de pequeñas cantidades de ciertas sustancias extrañas (por ejemplo divinilbenceno) catalizan grandemente la reacción de polimerización.

Para evitar tales posibilidades se disuelve - azufre en el estireno, el cual actúa como inhibidor de la polimerización dentro del proceso.

Solo por una combinación de operación al vacío, el uso de un inhibidor de la polimerización y un diseño especial de las columnas, la operación de destilación - del estireno puede ser llevada a cabo con buenos resultados.

Dado que el azufre que se añade como inhibidor debe tener una concentración muy baja en el producto final, éste se añade sólo a las torres de benceno-tolueno y a la de etilbenceno.

Al producto final se le añade otro tipo de inhibidor para prevenir la formación de polímeros durante

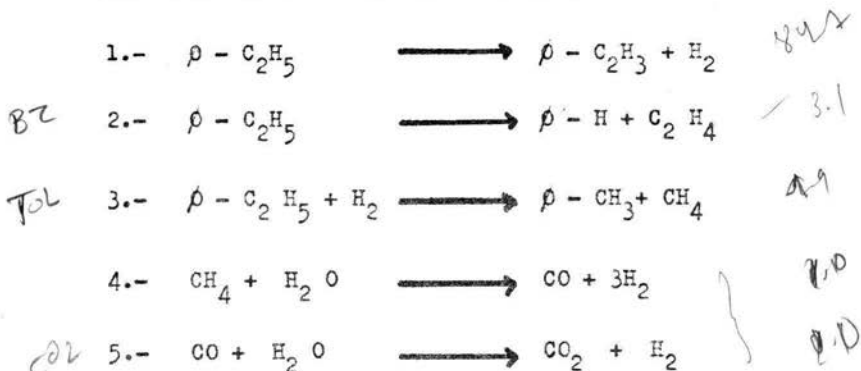
el almacenamiento, el más usado hasta ahora ha sido el P-terbutil catecol (TEC) en una concentración de 10 a 15 ppm. el cual puede ser eliminado en caso necesario por el consumidor mediante un lavado caústico.

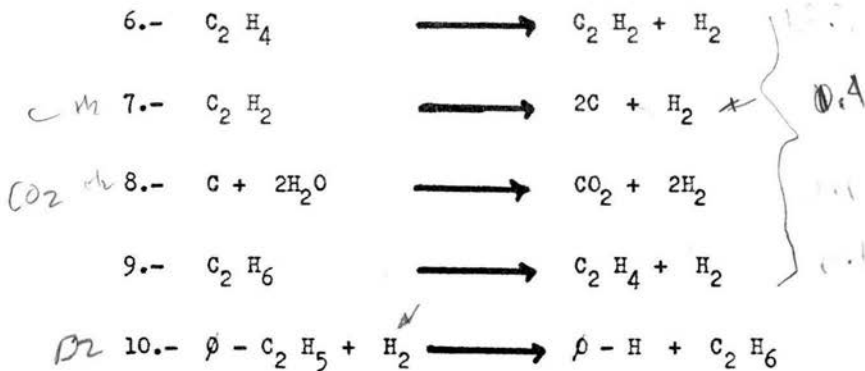
En la fabricación de materiales monoméricos usa dos para la polimerización, es común encontrar que unas cuantas ppm de ciertos materiales influyen de manera notable en la polimerización, por esta razón, la producción de estireno tiene ciertos artificios especiales, y por lo tanto se deberá vigilar constantemente la presencia de huellas de sustancias que puedan actuar como inhibidores o catalizadores; una pureza aún de 99.95% no garantiza siempre un producto aceptable.

Una planta típica de estireno trabaja con una recuperación promedio de 99.4% en el paso de purificación, casi todo el 0.6% restante se debe a la formación de polímeros derivados de la reacción de estireno con azufre.

La planta de estireno de la Refinería Madero produce monómero con una pureza promedio de 99.7%.

3.3.- Reacciones que explican los Productos.





donde $\phi = C_6H_5$

Las 10 reacciones ocurren simultáneamente y por cada 100 toneladas de etilbenceno fresco se obtiene por diseño:

<u>Productos</u>	<u>Toneladas</u>
Gases	5.9
Benceno	3.1
Tolueno	4.9
Estireno	84.7
Pesados	1.4
	<hr/> 100.0

Es decir que la reacción tiene una selectividad hacia estireno de 84.7%.

DESCRIPCION DEL PROCESO

III.- DESCRIPCION DEL PROCESO Y CONDICIONES DE OPERACION

Como se ha mencionado anteriormente, el proceso consta - de 2 etapas:

- 1.0.- Deshidrogenación del Etilbenceno.
- 2.0.- Purificación del Estireno.

Estas dos etapas se llevan a cabo conjuntamente y están ligadas por una corriente de recirculación.

1.0.- DESHIDROGENACION DEL ETILBENCENO.

1.1.- Eliminación del Oxígeno Disuelto.

El etilbenceno fresco es bombeado de sus tanques de almacenamiento hacia la torre agotadora de oxígeno - (T-1) bajo control de nivel en dicha columna. A la carga fresca se une el reflujo proveniente del tanque receptor de esta columna. La carga fresca y el reflujo entran a la torre por el plato No. 1; el etilbenceno que sale por el domo es condensado y enviado al tanque receptor en donde son separados y venteados a la atmósfera los inertes extraídos.

Esta torre es calentada por un rehervidor interno, el cual opera con vapor (de 10.55 Kg/cm min) y el -

condensado es enviado a un cabezal de retorno; las condiciones de operación que se tienen en el domo son de 130°C de temperatura y una presión de 0.14 Kg/cm².

1.2.- Sección de Calentamiento.

El producto que sale por el fondo de la torre, se une con el etilbenceno de recirculación, el cual proviene de la columna de etilbenceno, (T-5) y se le adiciona aproximadamente el 10% del vapor necesario para llevar a cabo la reacción; el vapor es de 10.55 Kg/cm² man.

La corriente total es enviada hacia el cambiador de calor de carga combinada E-3A donde el etilbenceno-vapor que entra a 156°C es calentado hasta 540°C aprovechando la temperatura del efluente del reactor. A la salida de este intercambiador de carga combinada, el etilbenceno-vapor recibe el vapor de reacción restante, el cual ha sido sobrecalentado; pasando primero por el cambiador E-3B y luego por el sobrecalentador H-1.

El vapor de reacción cuya temperatura de entrada al cambiador E-3B es de 185°C es calentado por el efluente del reactor a una temperatura de 346°C. Del intercambiador, el vapor pasa al sobrecalentador de vapor, H-1 donde la temperatura de salida es controlada regulando la flama en el calentador.

El vapor sobrecalentado se combina con la mezcla etilbenceno-vapor y la corriente total fluye a través del calentador de carga combinada H-2 en donde la temperatura de salida es controlada a 633°C mediante el mismo sistema que en el sobrecalentador de vapor.

1.3.- Reacción.

Los reactantes que salen del segundo calentador pasan al reactor de deshidrogenación en donde se lleva a cabo una reacción endotérmica alcanzando los productos una temperatura de 564°C . Estos pasan a los intercambiadores ya descritos y su temperatura se reduce a 260°C . El resto del calor de reacción es enfriado con agua en una torre por contacto directo a la cual se le conoce como torre de apagado (T-2).

El agua de enfriamiento es suministrada normalmente de la sección de agua del sedimentador de productos del reactor.

En esta torre se mantiene la corriente de salida a una temperatura predeterminada mediante un control que permite aumentar o disminuir la cantidad de agua de enfriamiento.

Se cuenta además con una fuente de agua de emergencia, que proviene del colector de condensado.

De la torre de apagado salen los productos del reactor a (103°C) y 0.2 Kg/cm^2 y se les une una corriente de hidrocarburos recirculados del sedimentador de productos del reactor, la cual sirve como corriente de enfriamiento; fluyendo después hacia el condensador de productos el cual consta de 3 cuerpos; entre el segundo y tercer cuerpo se agrega una corriente de hidrocarburos a 66°C que proviene del domo de la torre agotadora de agua (T-3) y a la salida del tercer cuerpo se le agrega condensado de la pierna barométrica del acumulador de condensado y finalmente la corriente total pasa al sedimentador de productos del reactor.

En el sedimentador de productos del reactor, las capas de agua e hidrocarburos son separados en sus respectivas fases y los vapores no condensados son enviados a un enfriador donde se lleva a cabo una condensación - adicional mediante el empleo de un refrigerante (Freón); el condensado obtenido y los vapores incondensables son regresados a la sección separadora, donde el primero se une a la fase de hidrocarburos y los segundos son venteados a la atmósfera.

Los productos de la deshidrogenación son bombeados del sedimentador al tanque de almacenamiento en donde es inyectado el inhibidor de polimerización conocido como TBC (P-terbutil Catecol). ($C_{14} H_{22} O_2$).

Parte de la fase acuosa separada en el sedimentador de productos es enviada a la columna agotadora de - agua (T-3) y otra se manda a la torre de apagado (T-2) - como agua de enfriamiento. Este condensado es calentado en el cambiador de carga del agotador contra vapores del domo y luego es agotado con vapor para eliminarle las - huellas de hidrocarburo.

El condensado agotado a ($110^{\circ}C$) es enviado a la planta de condensado o a la línea de retorno de agua de enfriamiento.

2.0.- SECCION DE PURIFICACION DE ESTIRENO.

2.1.- Separación del Benceno y Tolueno.

La carga a la columna de Benceno-Tolueno (T-4) - es bombeada del tanque de almacenamiento de productos - del reactor. Una porción de la corriente fluye a través del tanque de azufre con que cuenta esta torre; uniéndose después a la corriente principal para entrar a la columna.

En esta torre son separados el Benceno y Tolueno de los demás productos de la reacción. La mezcla benceno-tolueno es condensada por un condensador interno y colectada en un acumulador dentro de la columna, fluyendo por gravedad al receptor de Benceno-Tolueno.

El benceno-tolueno a almacenaje es enviado al - tanque de almacenamiento y el reflujo es retornado a la torre (49°C).

El agua presente en la alimentación de benceno-tolueno, se obtiene en el domo, la cual es condensada y después separada de la mezcla benceno-tolueno por las - piernas de agua en el tanque receptor de esta torre, mediante una operación manual de drenado.

El domo de la torre benceno-tolueno se mantiene operando a 0.16 Kg/cm^2 absolutos, mediante un sistema de eyectores de tres etapas y el fondo es calentado con vapor producido en dos rehervidores verticales de termosifón y el condensado es retornado al tanque de condensado,

para ser tratado antes de ser enviado a la planta de condensado.

El fondo de esta torre formada por estireno y etilbenceno principalmente a 121°C es enviado a la columna de etilbenceno (T-5).

2.2.- Separación del Etilbenceno.

En esta torre (T-5), los vapores del domo formados de etilbenceno en una gran porción son condensados y colectados dentro de la misma para ser enviados como recirculación de etilbenceno a la sección de deshidrogenación o como reflujo de esta misma torre, el cual antes de entrar a la torre nuevamente, pasa a través de un tanque de azufre. Reflujo y recirculación de etilbenceno se bombean a sus respectivas terminales a 49°C .

La presión de operación del domo es de 0.059 Kg/cm^2 absolutos mantenidos por el sistema de eyectores y el fondo es calentado por tres precalentadores verticales operando con termosifón y el condensado sigue el mismo camino que el de la torre de benceno-tolueno.

El estireno crudo del fondo a 102°C pasa a través de un enfriador saliendo a 38°C y es enviado a los tanques de estireno crudo.

2.3.- Separación del Estireno de Pesados.

El estireno crudo a 38°C es enviado de los tanques muelle a la torre de estireno (T-6), el producto que sale por el domo es condensado y colectado en el de

pósito interno de balance de donde fluye para ser enviado con flujo dividido a almacenamiento y como reflujo a la torre. La presión de operación del domo es de 0.04 Kg/cm² absolutos.

El producto a 52°C se envía a través del enfriador de estireno terminado de donde sale a 38°C hacia los tanques terminales de almacenamiento, y de aquí pasa hacia los tanques de almacenamiento refrigerados. El producto fuera de especificación puede ser enviado hacia los tanques de balance de estireno crudo para reproceso. El inhibidor de polimerización Terbutil catecol (TBC) es añadido ya sea en el acumulador interno o en la línea de reflujo.

La columna de estireno es calentada con vapor en el tanque rehervidor de estireno, los fondos son descargados periódicamente del tanque rehervidor a un camión y enviados al tiradero de desperdicio.

Debido a la cantidad tan pequeña de fondos presentes en la torre de estireno se le agrega un diluyente fresco al tanque rehervidor para proveer nivel de calentamiento a la torre.

Como hemos mencionado, tres de las columnas de esta planta operan a vacío, el cual es mantenido por uno de los dos sistemas eyectores en paralelo, el vapor proveniente de los eyectores pasa a un intercondensador secundario y a un post-condensador, y de esta manera el condensado es colectado en el tanque de agua caliente y enviado a la sección de deshidrogenación.

El condensado de los rehervidores de las columnas, es enfriado y deaerado por medio de un eyector y enviado hacia la planta de calderas o hacia la torre 2 como agua de enfriamiento de emergencia.

NOMENCLATURA DEL DIAGRAMA DE FLUJO

NOMENCLATURA DEL DIAGRAMA DE FLUJO

a).- TORRES.

- T-1.- Torre agotadora de oxígeno.
- T-2.- Torre de enfriamiento de contacto directo.
- T-3.- Torre agotadora de agua.
- T-4.- Torre de Benceno-Tolueno.
- T-5.- Torre de Etilbenceno.
- T-6.- Torre de Estireno.

b).- RECIPIENTES.

- D-1.- Acumulador de la torre separadora de oxígeno.
- D-2.- Reactor de Deshidrogenación.
- D-3.- Sedimentador.
- D-4.- Tanque de Azufre a torre de Benceno-Tolueno.
- D-5.- Acumulador de Benceno-Tolueno.
- D-6.- Tanque de Azufre a reflujo de Etilbenceno.
- D-7.- Tanque de balance de Estireno crudo.
- D-8.- Tanque rehervidor de Estireno.
- D-9.- Acumulador de Estireno Terminado.
- D-10.- Acumulador de Estireno Terminado.
- D-11.- Tanque de inyección de Terbutil Catecol (TBC)

- D-12.- Tanque de fusión de Terbutil Catecol.
- D-13.- Acumulador de Condensado de Eyectores.
- D-14.- Recipiente de condensado de vapor.

c).- CALENTADORES.

- H-1.- Sobrecalentador de vapor.
- H-2.- Calentador de Carga Combinada.

d).- CAMBIADORES DE CALOR.

- E-1.- Condensador de la torre separadora de oxígeno
- E-2.- Rehervidor de la torre separadora de oxígeno.
- E-3.- (A y B).- Cambiadores de calor entre "Productos del Reactor" contra "Carga Combinada" y "Vapor de Reacción".
- E-4.- (A, B y C).- Condensadores de Productos del — Reactor.
- E-5.- Enfriador de vapores no condensables del D-3.
- E-6.- Condensador de vapores de T-3.
- E-7.- Condensador de Benceno-Tolueno.
- E-8.- Rehervidor de Benceno-Tolueno.
- E-9.- Condensador de Etilbenceno.
- E-10.- Rehervidor de Etilbenceno.
- E-11.- Enfriador de Estireno.
- E-12.- Condensador de Estireno terminado.
- E-13.- Enfriador de Estireno terminado.

E-14.- Enfriador de condensado de rehervidores.

E-15.- Condensador de vapor de Eyector de condensado

E-16.- (A, B y C).- Condensadores de vapor del sistema de vacío.

E-17.- Saturador de vapor.

e).- TANQUES.

TA-1.- Tanque de almacenamiento de Producto deshidrogenado.

TA-2.- Tanque de almacenamiento de Benceno-Tolueno.

TA-3.- Tanque de almacenamiento de Terbutil-Catecol

TA-4.- Tanque de almacenamiento de Estireno terminado.

f).- BOMBAS.

P-1.- (A y B).- Bombas de carga de Etilbenceno.

P-2.- (A y B).- Bombas de reflujo a T-1.

P-3.- (A Y B).- Bombas de carga del Reactor.

P-4.- (A y B).- Bombas de fondos de la Torre agotadora de agua.

P-5.- (A y B).- Bombas de carga a la Torre separadora de agua.

P-6.- (A y B).- Bombas de productos del Reactor.

P-7.- (A y B).- Bombas de carga a T-4.

P-8.- (A y B).- Bombas de ligeros de T-4.

P-9.- (A y B).- Bombas de fondos de T-4.

P-10.- (A y B).- Bombas de trasiego de Benceno-Tolue
no.

P-11.- (A y B).- Bombas de fondos de T-5.

P-12.- (A y B).- Bombas de ligeros de T-5.

P-13.- (A y B).- Bombas de carga a T-6.

P-14.- (A y B).- Bombas de Estireno.

P-15.- (A y B).- Bombas de Estireno terminado.

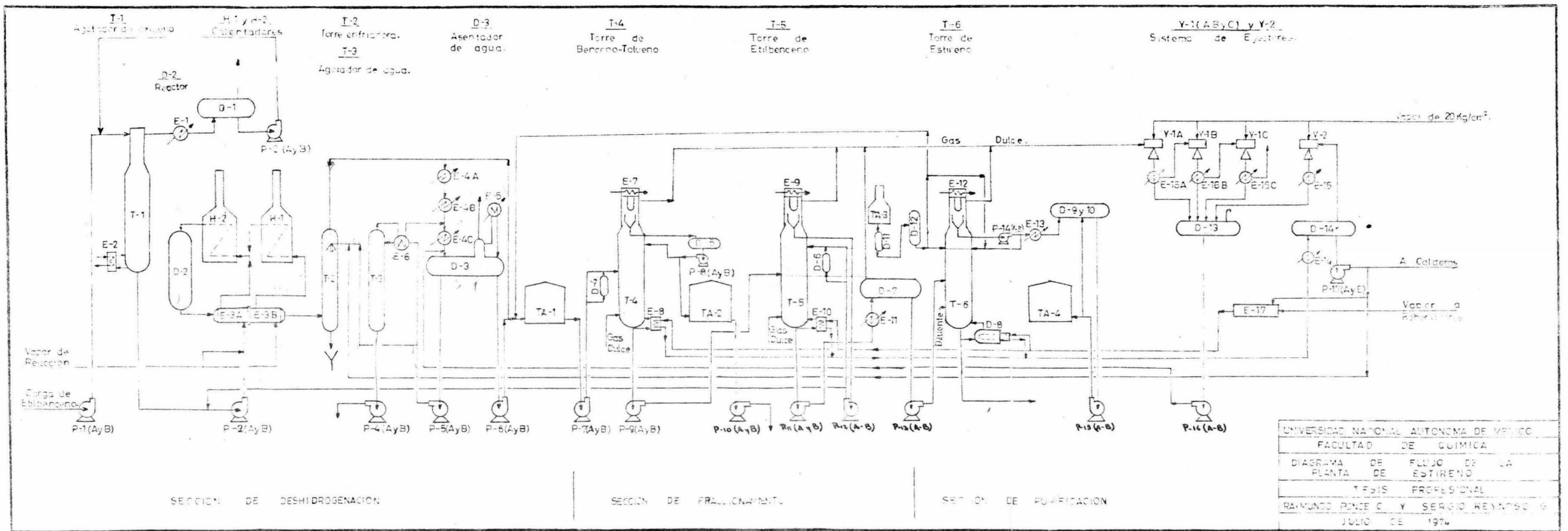
P-16.- (A y B).- Bombas de condensado de Eyectores-
para enfriamiento.

P-17.- (A y B).- Bombas de condensado de vapor de ca
lentamiento hacia calderas.

g).- EYECTORES.

Y-1.- (A, B y C).- Eyectores del sistema de vacío.

Y-2.- .- Eyector de Condensado.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE ESTIRENO
TESIS PROFESIONAL
RAIMUNDO RONCE C. Y SERGIO REYNOSO G.
JULIO DE 1974

C A L C U L O S

IV.- CALCULOS

1.0.- INTRODUCCION.-

Como se mencionó al principio del presente trabajo, el objetivo que se persigue es el de solucionar parcialmente el deficit actual en la producción de Estireno en nuestro país, aumentando la capacidad de la — planta. Para llevarlo a cabo se propone una serie de modificaciones al — sistema de calentamiento mediante los cuales se conseguiría un aumento de 30% con respecto a la capacidad nominal de la planta. Dicho porcentaje se fijó en base a los siguientes puntos:

1.1.- En base a la experiencia en la operación de la planta y a pruebas de variación de carga.

A través de los años que lleva operando la planta, se ha observado que en general ésta aguanta un 10% más de su capacidad nominal. En su iniciación de operación en 1967 (ver gráfica No. 3 de apéndice) la — planta trabajó muy por debajo de su capacidad nominal; en el año de 1970 se alcanzó dicha capacidad y empezándose a aumentar hasta llegar a un límite en el año de 1973 en que la planta ya no pudo dar más de 33,000 toneladas por año que equivale a un 10% de aumento con respecto a las 30,000 ton./año que es la capacidad nominal. De acuerdo a la experiencia en la operación se vé que el sistema de calentamiento es el factor limitante para continuar aumentando la carga ya que si se sigue aumentando, la temperatura de entrada al reactor no es suficiente para llevar a cabo satisfactoriamente la reacción por lo que se obtiene bajo rendimiento. Entonces — de aquí se deduce que se necesita aumentar la capacidad de calentamiento.

1.2.- En base a características de diseño del equipo:

1.2 a.- Reactor.- Este equipo tiene un sobrediseño de 30% con respecto con su capacidad de operación, por lo que este equipo no se tienen problemas.

1.2 b.- Equipo de Purificación de Estireno.- Por lo que se ha observado, esta sección opera descansada y aunque no se ha analizado equipo por equipo se considera que si resiste perfectamente el aumento ya que también tiene un sobrediseño de aproximadamente un 30% .

Entonces el estudio se centrará en el Sistema de — calentamiento de la Sección de Deshidrogenación.

2.0.- SECCION DE CALENTAMIENTO. DIAGRAMAS

En la sección de calentamiento se encuentra operando actualmente el siguiente equipo:

- 2.1.- (Cambiador de calor de carga combinada)(efluente del reactor)
E - 3A
- 2.2.- (Cambiador de calor de vapor de reacción)(efluente del reactor): E - 3B
- 2.3.- Sobrecalentador de vapor de reacción: H-1
- 2.4.- (Sobrecalentador de carga combinada)+(Vapor - de reacción): H-2

Por otra parte, el equipo necesario para llevar a cabo el — aumento propuesto, consiste en un cambiador de calor y un calentador, — los cuales se adaptarán al sistema de calentamiento con que se cuenta — actualmente.

Uno de los factores que influyeron en la selección de este — camino, fue que se contaba dentro de la refinería, con un cambiador de calor y un calentador fuera de operación, que aunque no eran los ópti— mos, cubrían adecuadamente el fin perseguido.

Designaremos con la siguiente nomenclatura el equipo por — adaptar:

2.5.- Cambiador de calor (carga combinada + vapor) - (efluente del reactor): E - 3C

2.6.- Calentador de carga combinada + vapor de reacción: H - 3

A continuación se presentan los diagramas actual y propuesto del Sistema de calentamiento.

3.0.- Análisis de las corrientes de entrada al nuevo cambiador E - 3C

3.1.- LADO CORAZA.

De acuerdo al diagrama del arreglo propuesto se puede observar - que la corriente de entrada al cambiador E - 3C por el lado de la coraza, está formada por etilbenceno y vapor de reacción cuyos flujos y temperaturas son las siguientes:

Etilbenceno al E-3C

3470 $\frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Vapor al E-3C

8400 $\frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Temperaturas antes de mezclarse las corrientes:

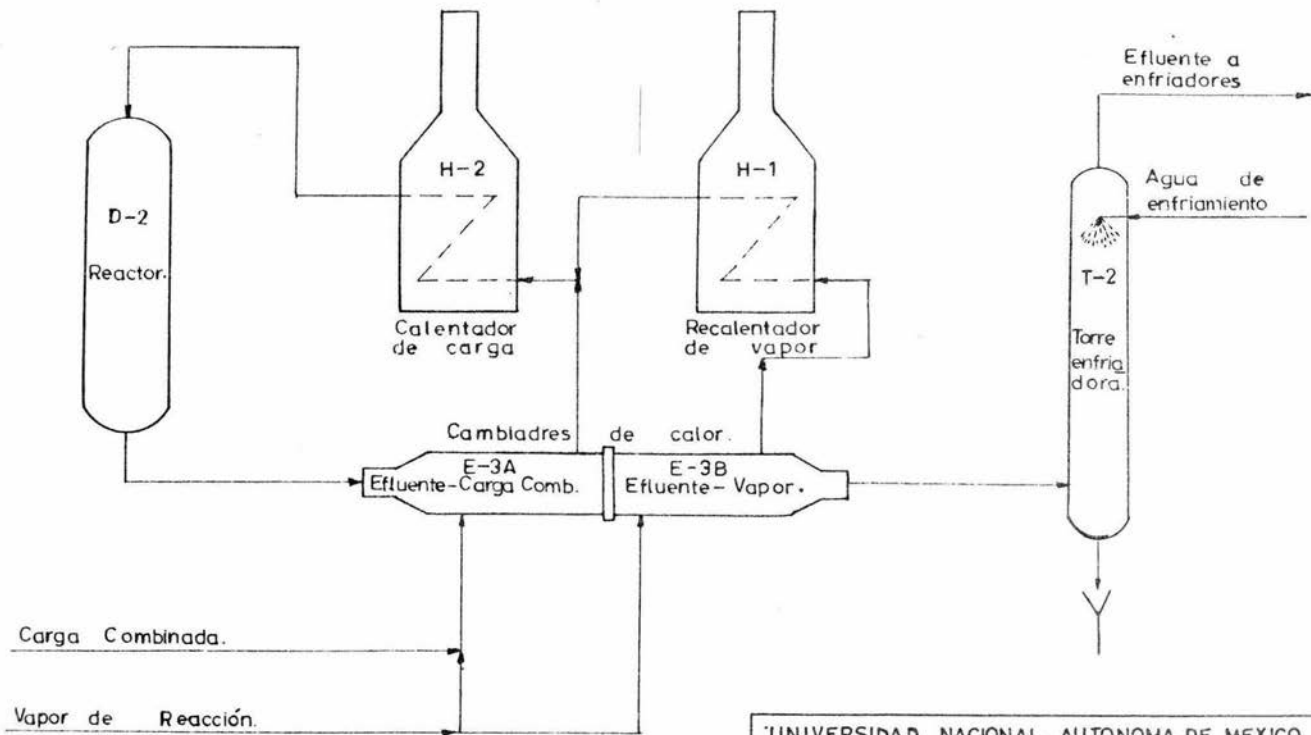
$T_{\text{EB}} = 102^{\circ}\text{C}$

$T_{\text{vapor}} = 185^{\circ}\text{C}$

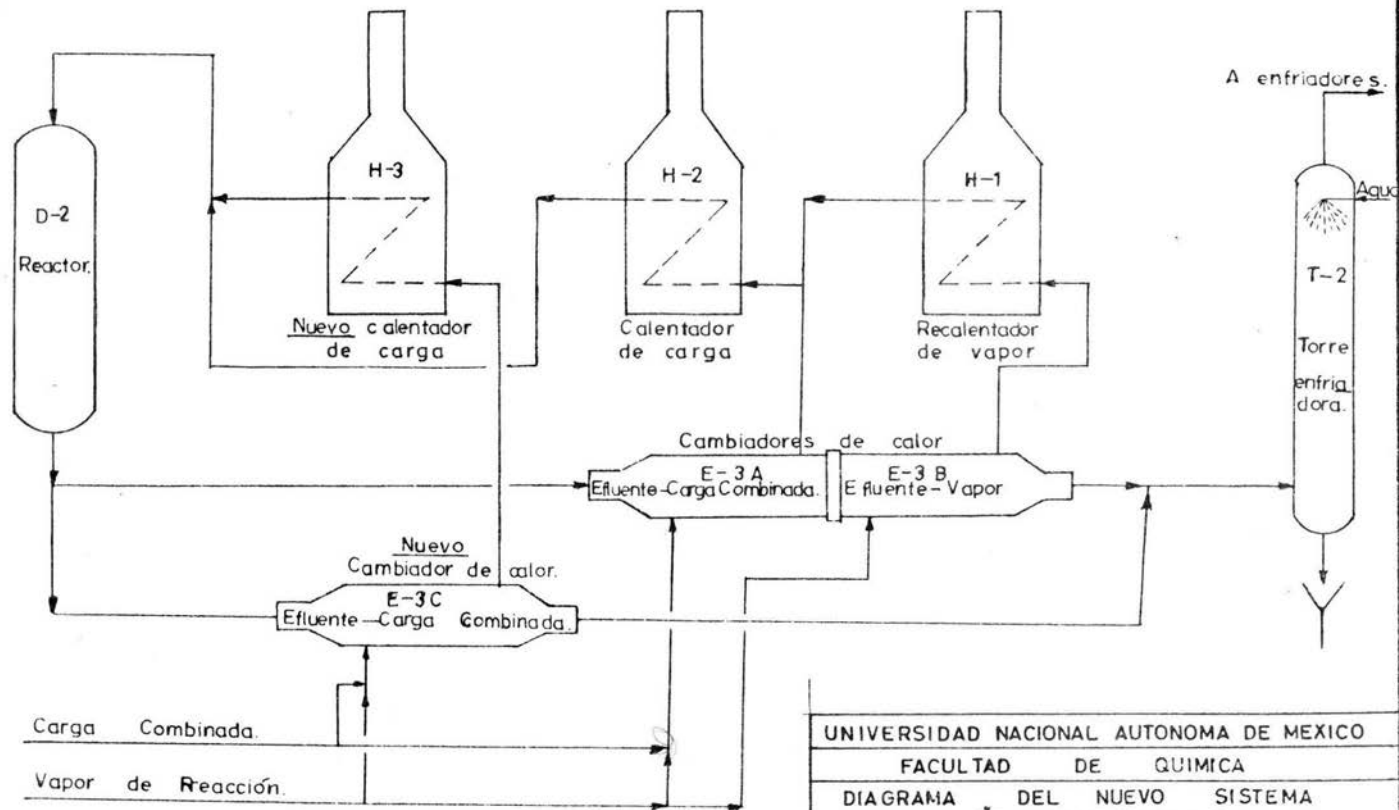
Tenemos que evaluar la temperatura resultante de la corriente - etilbenceno-vapor para poder conocer cuales son las condiciones de entrada al nuevo cambiador de calor.

Sabemos que el E-3C tiene una presión de operación $P_{op} = 100$ - psig = $7.0 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$ MANy debido a que la mezcla es inmisible, tenemos que la

P_t es la suma de las presiones parciales que en este caso corresponden a - las presiones de vapor.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
DIAGRAMA ACTUAL DE LA SECCION DE CALENTAMIENTO
TESIS PROFESIONAL
RAYMUNDO PONCE C. Y SERGIO REYNOSO G.
— 1974 —



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DEL NUEVO SISTEMA
DE CALENTAMIENTO

TESIS PROFESIONAL

RAYMUNDO PONCE C. Y SERGIO REYNOSO G.

— 1 9 7 4 —

3.1 a.- Evaluación de la temperatura resultante en la corriente de entrada: se siguió un método iterativo para la evaluación de dicha temperatura (T_m):

- a).- Estimar una T_m
- b).- Determinar gráficamente P^o de los componentes.
- c).- $P_{tcalc.} = P^o_V + P^o_{EB}$
- d).- Si $P_{tcalc.} = P_{Top} \Rightarrow T_m$ est. es correcta.
- e).- Si $P_{tcalc.} \neq P_{Top} \Rightarrow$ volver al punto (a)

Solución:

Se realizaron varios cálculos suponiendo diferentes temperaturas y se encontró que la T_m correcta es de $159^{\circ}C$ para la cual tenemos los siguientes resultados:

- a).- $T_m = 318^{\circ}F = 159^{\circ}C$
- b).- De Tablas Críticas Internacionales y Perry
 $P^o_V = 87.4$ psia y $P^o_{EB} = 27.2$ psia . . .
- c).- Entonces $P_{tcalc.} = 87.4 + 27.2 = 114.6$ psia.
- d).- Como $P_{tcalc.} = P_{t op.} \Rightarrow T_m = 318^{\circ}F$
 $T_m = 159^{\circ}C$.

Y esta va a ser la temperatura de entrada al cambiador E-3C por el lado de la coraza.

3.2.- LADO TUBOS.

La temperatura de entrada por el lado de los tubos va a ser la misma que al E-3A, ya que este nuevo cambiador va a manejar efluente del reactor por el lado de los tubos. $T_1 = 565.5^{\circ}C$

Estos datos son suficientes para poder evaluar las temperaturas de salida del nuevo cambiador de calor.

4.0 Evaluación de las Temperaturas en las corrientes de salida del E-3C.

Mediante el método utilizado se calcularon tanto la temperatura de salida del lado tubos como la del lado coraza. Se utilizó el método iterativo de Ten Broeck para cambiadores a contra corriente (1 : 1); el cual puede ser aplicable cuando se tiene conocimiento de un valor aproximado de la U_D .

Para poder fijar un valor de U_D lo más aproximado posible, fue necesario hacer las siguientes consideraciones:

- a) Considerar a los cambiadores E-3A y E-3B como uno solo. (Ver diagrama actual).
- b) Teniendo datos de Areas, Temperaturas de entrada y salida, Gastos y Transferencia de calor total, se calculó un valor de U_D de aproximadamente 10.

Este valor de $U_D = 10$ fue el que sirvió como referencia para la realización de los cálculos en el cambiador E-3C.

4.1 Método de Ten Broeck:

a) Estimar U_D

b) Calcular $\frac{UA}{w_1 c_p}$

c) Calcular $R = \frac{w c_p}{W C_p}$

d) Con (b) y (c) evaluar $P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$ utilizando -

gráfica (1) apéndice.

e) Con el valor de P se despeja t_2

f) Calcular T_2 mediante $T_2 = T_1 - R (t_2 - t_1)$

g) Calcular $Q_W = W C_p (T_1 - T_2) = w c_p (t_2 - t_1)$

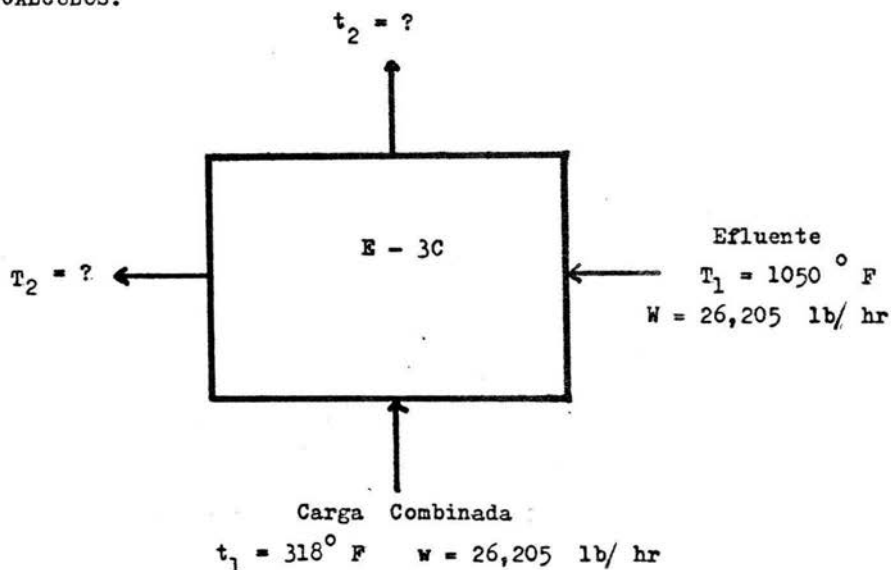
h) Calcular LMTD

i) Calcular $Q_D = U_D A (LMTD)$

j) Si $Q_D = Q_W \Rightarrow T_2$ y t_2 son correctas

k) Si $Q_D \neq Q_W \Rightarrow$ Volver a estimar otro valor de U_D

CALCULOS:



Datos

$$A_T = 4450 \text{ ft}^2$$

Se considerará un valor promedio de $c_p = 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ \text{ F}}$ para

el fluido frío y un valor de $C_p = 0.5289 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ \text{ F}}$ para el efluente o fluido caliente en base a una serie de estimaciones que se realizaron.

Se hicieron varios intentos suponiendo diferentes valores de U_D encontrándose que el valor estimado que más satisface es de $U_D = 9$

Solución:

a) Se estimó un valor de $U_D = 9$

$$b) \frac{UA}{w c_p} = \frac{9 \times 4450}{26\,205 \times 0.5} = 3.06$$

$$c) R = \frac{w c_p}{W C_p} = \frac{26\,205 \times 0.5}{26\,205 \times 0.5289} = 0.945$$

d) Utilizando la gráfica No. 1 del apéndice determinamos el valor $S = 0.765$

$$e) t_2 = 0.765 (1050 - 318) + 318 = 879^\circ\text{F}$$

$$f) T_2 = 1050 - 0.945 (879 - 318) = 520^\circ\text{F}$$

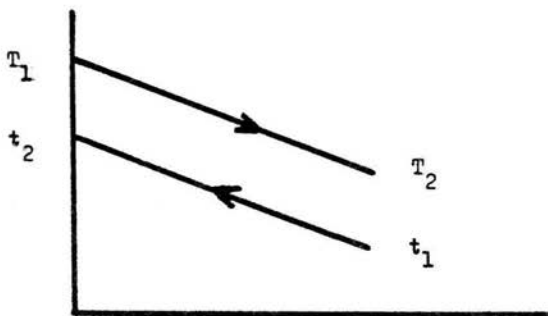
$$g) Q_w = 26\,205 \times 0.5 (879 - 318) = 26\,205 (0.5289) (520 - 1050)$$

$$Q_w = 7.4 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

h) Cálculo de LMTD

Fórmula:

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln} \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$



$$LMTD = \frac{(1050 - 879) - (520 - 318)}{\ln \frac{1050 - 879}{520 - 318}} = 185^{\circ}\text{F}$$

$$1) Q_D = 9 \times 4450 \times 185 = 7.4 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} = 1.86 \times 10^6 \frac{\text{KCAL}}{\text{Hr}}$$

j) Como $Q_D = Q_W \Rightarrow$ Hasta aquí la estimación ha sido correcta y por lo tanto las temperaturas de salida son:

$$t_2 = 879^{\circ}\text{F} = 470^{\circ}\text{C} \quad \text{lado Coraza.}$$

$$T_2 = 520^{\circ}\text{F} = 271^{\circ}\text{C} \quad \text{lado Tubos.}$$

5.0.- Comprobación de la U_D estimada de acuerdo al método tradicional:

5.1.- Determinación del coeficiente interno:

5.1 a.- Calcular $G_t = W_t/A_f t$

5.1 b.- Calcular $Re_t = \frac{d \cdot G_t}{\mu_t}$

5.1 c.- Con Re_t determinar J_{ht}

5.1 d.- Calcular $Pr_t = \frac{c_p \mu_t}{k}$

5.1 e.- Determinar $\frac{h_{io}}{\rho_i} = J_{ht} \frac{k}{d} (Pr)^{1/3} \frac{d_i}{d_o}$

5.2.- Determinación del coeficiente externo:

5.2 a.- Evaluar deq.: $f(d_o, Pt)$

5.2 b.- Calcular $A_s = \frac{D_s C'B}{Pt 144}$

5.2 c.- Calcular $G_s = \frac{ws}{A_s}$

5.2 d.- Calcular $Pr_s = \frac{cd \cdot s}{k}$

5.2 e.- Calcular $Re_s = \frac{de G_s}{\mu_s}$

5.2 f.- Con Re_s determinar J_{hs}

5.2 g.- Calcular $\frac{ho}{\phi_o} = J_{hs} \frac{k}{de} (Pr)^{1/3}$

5.3.- Evaluación de la temperatura de la Pared:

5.3 a.- Fórmula:

$$t_w = t_c + \frac{1}{\frac{ho/\phi_o}{\frac{1}{ho/\phi_o} + \frac{1}{hio/\phi_i}}} (T_c - t_c)$$

5.3 b.- Con t_w determinar:

$$\phi_o = \left(\frac{tc}{t_w} \right) 0.14$$

$$\phi_i = \left(\frac{T_c}{t_w} \right) 0.14$$

5.3 c.- Calcular hio y ho

$$hio = \frac{hio}{\phi_i} \phi_i \quad ; \quad ho = \frac{ho}{\phi_o} \phi_o$$

5.3 d.- Calcular U_D

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{hio} + \frac{1}{ho} + R_{di} + R_{do}}$$

5.4.- Solución:

5.4 a.- Datos:

$$U_D = 9$$

$$Q = 7.4 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{LMTD} = 185^\circ\text{F}$$

$$A_t = 4450 \text{ ft}^2$$

$$L = 13 \text{ ft}$$

$$P_t = 1.25 \text{ in}$$

$$D = 1'' ; 12 \text{ BWG}$$

$$d_i = 0.782 \text{ in}$$

5.4 b.- Evaluación de temperaturas calóricas:

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$\text{Cálculo de } F_c = f(K_c, \Delta t_c / \Delta t_h)$$

$$K_c = f(\text{API}^\circ, \Delta t_c) t_c$$

Si consideramos un valor de API° de la mezcla de 15.9 y $t_c = 561^\circ\text{F}$ y utilizando la Figura 17 del KERN, página 932, tenemos que si $K_c = 2.0$ y

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = 0.85 \rightarrow F_c = 0.4$$

y por lo tanto

$$t_c = 318 + 0.4 (879 - 318) = 542^\circ\text{F}$$

$$T_c = 520 + 0.4 (1050 - 520) = 732^\circ\text{F}$$

5.4 c.- Propiedades:

	Fluido Frío	Fluido Caliente
μ cp	0.0175	0.022
$k \frac{\text{BTU}}{\text{hr}^\circ\text{F}} \text{ ft}^2/\text{ft}$	0.0237	0.0318
$C_p \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$	0.5	0.5289
Sg	0.81	0.75
Tc °F	542	732

Sustitución de Datos

5.1 Coeficiente Interno:

$$5.1 \text{ a.- } G_t = \frac{W_t}{A_{ft}} \qquad A_{ft} = \frac{N_t \cdot a''t}{144 \cdot n}$$

$$A_{ft} = \frac{1340 \times 0.479}{144 \times 1} = 4.45 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{26 \ 205}{4.45} = 5890 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$5.1 \text{ b.- } \text{Ret} = \frac{d_i G_t}{\mu_t} = \frac{0.782 \times 5890}{12 \times 0.022 \times 2.42} = 7220$$

$$5.1 \text{ c.- } J_{ht} = f(\text{Ret}; L/D)$$

$$L/D = \frac{13 \times 12}{1} = 156$$

$$J_{ht} = 27 \text{ fig. 24 KERN}$$

$$5.1 \text{ d.- } Pr_t = \frac{C_p \mu_t}{k} = \frac{0.5289 \times 0.022 \times 2.42}{0.0318} = 0.88$$

$$= (Pr_t)^{1/3} = 0.9584$$

$$5.1 \text{ e.- } \frac{h_{io}}{\phi_1} = 27 \times \frac{0.0318 \times 12}{0.782} \times 0.9584 \times \frac{0.782}{1}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_1} = 9.85$$

5.2.- Coeficiente Externo:

$$5.2 \text{ a.- } D_e = f(P_t, d_o) = 0.72 \text{ in fig. KERN}$$

$$5.2 \text{ b.- } A_s = \frac{D_s C'B}{P_t 144} = \frac{50 \times 0.25 \times 6.9}{1.25 \times 144}$$

$$A_s = 0.478 \text{ ft}^2$$

$$5.2 \text{ c.- } G_s = \frac{26\,205}{0.478} = 54\,900 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$5.2 \text{ d.- } Pr_s = \frac{0.5 \times 0.0175 \times 2.42}{0.0237} = 0.892$$

$$(Pr_s)^{1/3} = 0.9629$$

$$5.2 \text{ e.- } Re_s = \frac{dE G_s}{\mu_s} = \frac{0.72 \times 54\,900}{12 \times 0.0175 \times 2.42} = 77\,800$$

$$5.2 \text{ f.- } J_{hs} = f(res) = 170 \text{ Fig. 28 KERN.}$$

$$5.2 \text{ g.- } \frac{h_o}{\phi_o} = 170 \times \frac{0.0237 \times 12}{0.72} \times 0.9629$$

$$\frac{h_o}{\phi_o} = 64.9$$

5.3.- Temperatura de la Pared:

$$5.3 \text{ a.- } t_w = 542 + \frac{9.85}{9.85 + 64.7} (732 - 542)$$

$$t_w = 793^\circ\text{F}$$

Propiedades a t_w :

	μ cp	$T_w^{\circ}F$
fluido frío	0.0211	793
fluido caliente	0.023	793

$$5.3 \text{ b.- } \phi_o = \left(\frac{0.0175}{0.0211} \right)^{0.14} = 0.972$$

$$\text{y } \phi_i = \left(\frac{0.022}{0.023} \right)^{0.14} = 1.07$$

Por lo tanto:

$$5.3 \text{ c.- } h_{io} = 9.85 \times 1.07 = 10.55$$

$$\text{y } h_o = 64.9 \times 0.972 = 63$$

$$\text{y sabiendo que } R_T = 0.004$$

$$5.3 \text{ d.- } U_{Dc} = \frac{1}{\frac{1}{10.55} + \frac{1}{63} + 0.004}$$

$$U_{Dc} = 8.8$$

Si la U_D estimada fue de 9.0 esto quiere decir que el valor supuesto es correcto y las condiciones evaluadas van a ser las que se tengan en el nuevo cambiador, el cual va a manejar el 30% que se desea aumentar.

6.0.- Análisis del Calentador H-3.-

Como se observa en el diagrama propuesto, la corriente de etilbenceno-vapor que sale del cambiador E-3C pasa al sobrecalentador H-3. La temperatura de entrada de esta corriente corresponde a la de la salida del E-3C lado coraza (470°C).

Ahora el paso siguiente es, una vez conocidas las temperaturas a la entrada (calc.) y a la salida (dato) del H-3, determinar la cantidad de calor necesario que debe proporcionar dicho equipo, el cual estará en función de la capacidad de absorción de diseño. Comparando el valor obtenido con el valor de diseño, podremos concluir si el equipo es adecuado o no para los fines que se persiguen

6.1.- Datos:

$$6.1 \text{ a.- Absorción de Calor por Diseño } 7.3 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \times$$

$$\frac{1}{3.968} \text{ Kcal} = 1.84 \times 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$6.1 \text{ b.- Flujo: } 26 \ 205 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$6.1 \text{ c.- } T_1 = 879^{\circ}\text{F} \quad \text{Entrada}$$

$$6.1 \text{ d.- } T_2 = 1170^{\circ}\text{F} \quad \text{Salida}$$

$$6.1 \text{ e.- } C_p = 0.885 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^{\circ}\text{F}} \quad \text{fig. 5 KERN}$$

$$6.1 \text{ f.- } S_g = 0.87$$

$$6.1 \text{ g.- } Q = W C_p (T_2 - T_1)$$

6.2.- Substitución:

$$Q = 26\ 205 \times 0.885 \ (1170 - 879)$$

$$Q = 6.74 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ Kcal}}{3.968 \text{ BTU}} = 1.7 \times 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$Q = 1.7 \times 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} . \text{ De acuerdo al resultado obtenido,}$$

se puede observar que este equipo satisface completamente - los requerimientos de este proyecto.

6.3.- Cálculo de la cantidad necesaria de combustible en el H-3

$$\text{Cantidad de Combustible} = \frac{\text{Calor liberado por el combustible}}{\text{Valor calorífico}}$$

$$\text{Calor liberado por el combustible} = \frac{\text{Calor necesario (Q)}}{\text{Eficiencia}}$$

Sabemos que la eficiencia total es de 65% y el valor calorífico = 2069 $\frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3}$

Substituyendo:

$$\begin{aligned} \text{Cantidad de combustible} &= \frac{1.7 \times 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \times 2.4 \times 3.65 \times 10^3}{0.65 \times 1.069 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3} \times 10^3} \\ &= 21.4 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{año} \end{aligned}$$

7.0 Caídas de Presión en el Equipo Propuesto.

7.1 Cálculo de la caída de presión en el nuevo cambiador:

Fórmulas:

7.1 a.- Lado tubos:

$$\Delta P_t = \frac{f_t G t^2 L N_p}{5.22 \times 10^{10} d_i S_g \phi t} \quad (\text{psi})$$

7.1 b.- Lado coraza:

$$\Delta P_s = \frac{f_s G s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S_g \phi s} \quad (\text{Psi})$$

Solución:

7.1 a.- Lado tubos:

$$f_t = f(\text{Re})_t$$

Para un $\text{Re} = 7220$ tenemos un $f_t = 0.0003$ fig. 26 KERN

$$Gt = 5890 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} \Rightarrow Gt^2 = 34.6 \times 10^6$$

$$L = 13 \text{ ft} ; S_g = 0.75 ; d_i = 6.52 \times 10^{-2} \text{ ft}$$

$$N_p = 1 ; \phi t = 1.07$$

Substituyendo:

$$\Delta P_t = \frac{3 \times 10^{-4} \times 34.6 \times 10^6 \times 1.3 \times 10 \times 1}{5.22 \times 10^{10} \times 6.52 \times 10^{-2} \times 0.75 \times 1.07} =$$

$$\Delta P_t = 5.27 \times 10^{-5} \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$\Delta P_t = 0.369 \times 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

El valor del resultado obtenido se debe fundamentalmente al gasto que maneja este cambiador y lo cual aunado a que es - del tipo 1-1 a contra corriente, ocasionan que la ΔP_t sea casi nula.

7.1 b.- Lado coraza:

$$f_s = f(Re)_s$$

Para un $Re_s = 77\ 800$ tenemos un $f_s = 0.0014$ fig. 29 KERN

$$B = 6.9 \text{ in} ; \quad L = 13 \text{ ft} ; \quad D_e = 0.72 \text{ in}$$

$$D_s = 4.16 \text{ ft} ; \quad S_g = 0.81 ; \quad \phi_s = \phi_o = 0.972$$

$$N + 1 = 12 \quad \frac{L}{B} = 12 \times \frac{13}{6.9} = 22.7$$

$$\Delta P_s = \frac{1.4 \times 10^{-3} \times 3.01 \times 10^9 \times 4.16 \times 2.27 \times 10^1 \times 1.2 \times 10}{5.22 \times 10^{10} \times 0.72 \times 0.81 \times 9.72 \times 10^{-1}}$$

$$\Delta P_s = 0.161 \quad \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$\Delta P_s = 1.127 \times 10^{-2} \quad \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

Como se puede observar, de acuerdo a los resultados obtenidos se cuenta con un amplio margen entre las caídas de presión - de operación y de diseño.

7.2.- Cálculo de la Caída de Presión en el Calentador H-3.

Se tienen 36 tubos divididos en 4 serpentines (Ver esquema a continuación)

Cédula: 80

Diámetro Nominal 3.5 pulg.

Diámetro Interior 3.364

Para este cálculo se utilizó una fórmula simplificada para la caída de presión en fluidos compresibles (DARCY).

$$\Delta P_{f,oo} = C_1 C_2 \bar{V}$$

$$C_2 = f(d, Ced) = 13.2 \text{ (tabla 3.23 Crane)}$$

$$C_1 = \frac{w^2}{10^9} = \frac{(6.551 \times 10^3)^2}{10^9} = \frac{43 \times 10^6}{10^9} = 43 \times 10^{-3}$$

$$= 0.043$$

Evaluación de las longitudes equivalentes:

a) Longitud Equivalente por Retorno .- Fórmula:

$$\frac{L}{D} = R_t + (n-1) \left(R_1 + \frac{R_b}{2} \right)$$

La solución de esta fórmula es mediante el empleo de la figura de la página A-27 del Crane y es como sigue:

El radio de curvatura (r) de los retornos es de 3.45" y el diámetro nominal (d) de 3.5" entonces:

$$\frac{r}{d} = \frac{3.45}{3.5} \approx 1$$

$$\frac{L}{D} = 16.0 + (2 - 1) \left(2 + \frac{16}{2} \right) = 26$$

$$R_t = 16.0$$

$$L_e = \left(\frac{L}{D} \right) D$$

$$R_b = 160$$

$$= 26 \times 3.364 = 87.5 \text{ in}$$

$$R_1 = 2$$

$$L_e = 7.3 \text{ ft}$$

b) Longitud Equivalente por Entrada:

De acuerdo al tipo de entrada que tiene el H-3, le corresponde un coeficiente de resistencia total $K = 0.50$ y mediante la figura de la página A-31 del Crane se evalúa L/D

$$\frac{L}{D} = 28 \Rightarrow Le = 8 \text{ ft}$$

c) Longitud Equivalente por Salida:

$$\text{El factor } K = 1.0 \quad \frac{L}{D} = 58 \text{ y } Le = 16.0 \text{ ft}$$

Longitudes Equivalentes Totales:

Por retornos:	8 X 7.3	= 58.4
Por entrada:	1 X 8.0	= 8.0
Por salida:	1 X 16.0	= 16.0
Por longitud:	7 X 20.0	= 140.0
De tubos:	2 X 24.0	= <u>48.0</u>
		270.4

Longitud Equivalente Total = 270.4 ft

Evaluación de \bar{V} :

$$\text{Fórmula: } \bar{V} = \frac{1}{f}$$

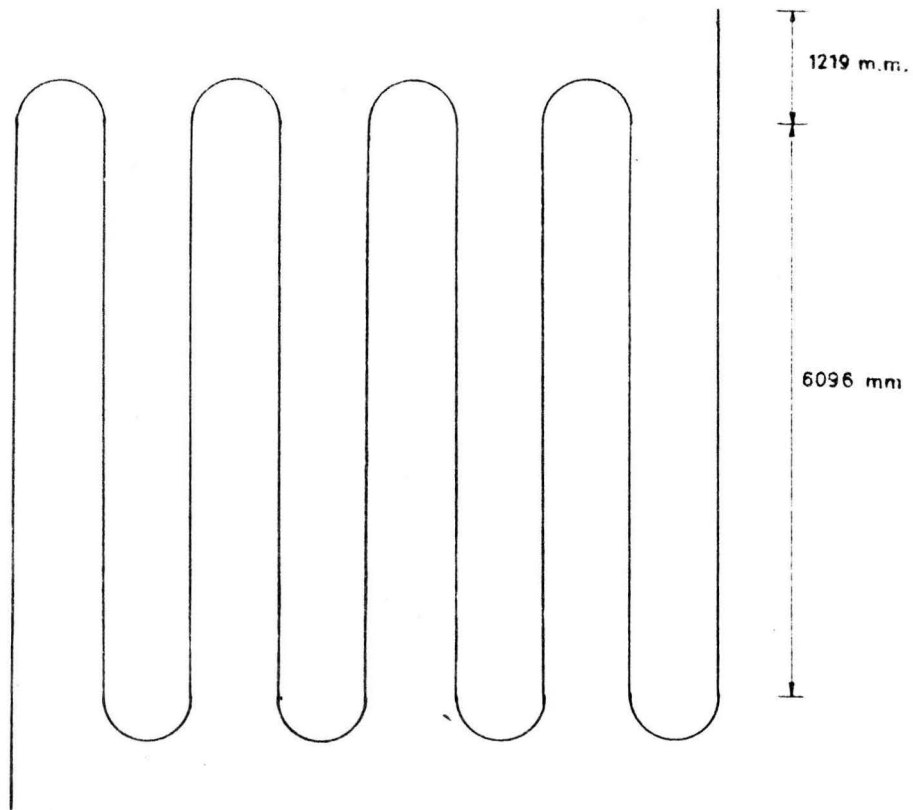
Por lo tanto necesitamos evaluar la densidad de la mezcla de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$\rho = \frac{1}{Z} \left(\frac{M}{359} \right) \left(\frac{Pa}{14.7} \right) \left(\frac{492^{\circ}R}{460 + T} \right)$$

Z = factor de compresibilidad: f (T_r , P_r)

M = Peso Molecular de la mezcla etilbenceno - vapor

Pa = Presión de Entrada al H-3



ESQUEMA DE UN SERPENTIN DEL CALENTADOR H-3

Se realizó el cálculo de Z utilizando las propiedades pseudo reducidas por tratarse de una mezcla y el valor obtenido fue de = 1

Estimación de M:

P.M₁ .- etilbenceno = 106

P.M₂ .- vapor de agua = 18

El porcentaje de cada uno de estos compuestos presentes en la corriente de entrada al H-3 es de aproximadamente el 30% (X₁) para el etilbenceno y el 70% (X₂) para el vapor de agua y por lo tanto:

$$M = P.M_1 (X_1) + P.M_2 (X_2) \quad X = \text{fracción en peso}$$

$$M = 106 (0.3) + 18 (0.7) = 44.4 \text{ g/gmol}$$

La presión de entrada al H-3 se consideró que es la presión de salida del E-3C y esta es:

$$P_a E = 100 - 0.16 = 99.84 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Se consideró una temperatura media de 1000°F en el H-3

Substituyendo los datos:

$$\rho = \frac{1}{1} \left(\frac{44.4}{359} \right) \left(\frac{99.84}{14.7} \right) \left(\frac{492}{460 + 1000} \right) = 0.28306$$

$$\bar{V} = \frac{1}{0.28306} \cdot 3.53 \cdot \frac{\text{Ft}^3}{1\text{b}}$$

Cálculo de $\Delta P/100$

$$\Delta P/100 = C_1 \cdot C_2 \cdot \bar{V}$$

Sustituyendo:

$$\Delta P/100 = 0.043 \times 13.2 \times 3.53$$

$$\Delta P/100 = P/100 \times \frac{Le}{100}$$

$$\Delta P = 2.01 \times \frac{270.4}{100} = 5.44 \text{ psi}$$

$$\Delta P = 0.38 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

8.0.- Nomenclatura.-

A_t	Area de transferencia de calor.
A_{ft}	Area de flujo por paso lado tubos.
A_s	Area de flujo lado coraza.
B	Distancia entre baffles.
C	Claro.
c_p	Capacidad calorífica fluido frío.
C_p	Capacidad calorífica fluido caliente.
$d = d_i$	Diámetro interno de tubo.
d_o	Diámetro externo de tubo.
d_e	Diámetro equivalente.
D_s	Diámetro interno coraza.
G	Masa velocidad.
h_{i_o}	Coefficiente interno de transferencia de calor.
h_o	Coefficiente externo de transferencia de calor.
k	Conductividad térmica del fluido.
L	Longitud del tubo
LMTD	Diferencia media logarítmica de temperaturas.
P^o	Presión de vapor.
ΔP_t	Caída de presión por los tubos.
ΔP_s	Caída de presión por la coraza.
ΔP	Caída de presión en calentador.

P_t	Pitch.
P_r	Número de Prantl.
Q	Cantidad de calor.
Re	Número de Reynolds.
R_{di}	Resistencia por incrustación interna.
R_{do}	Resistencia por incrustación externa.
S_g	Densidad relativa.
t_1	Temperatura de entrada fluido frío.
t_2	Temperatura de salida fluido frío.
T_1	Temperatura de entrada fluido caliente.
T_2	Temperatura de salida fluido caliente.
t_c	Temperatura calórica fluido frío.
T_c	Temperatura calórica fluido caliente.
t_w	Temperatura de la pared.
U_D	Coefficiente global de transferencia de calor.
	Viscosidad absoluta.
w	Gasto en masa fluido frío.
W	Gasto en masa fluido caliente.

Los subíndices t y s se refieren a lados tubos y coraza respectivamente.

ESTUDIO ECONOMICO

ESTUDIO ECONOMICO

En este capítulo se determinarán las repercusiones económicas, que produciría el aumento de capacidad propuesta para la planta de estireno.

I.- Costos fijos anuales:

1.- Depreciación del equipo adaptado.

La planta fue comprada en el año de 1960, por lo tanto a la fecha ya se encuentra amortizada y solo se considerará la depreciación del equipo propuesto:

EQUIPO		COSTO	
Calentador	H-3	\$ 228 125.00	M. N.
Cambiador	E-3C	306 408.00	M. N.
TOTAL		<u>534 533.00</u>	M. N.

Este costo corresponde a equipo entregado en Refinería y considerando un 43% de aumento en equipo instalado tendremos:

P_i = Costo de equipo instalado.

P_i = \$ 764 382.00 M. N.

Considerando una vida útil de 10 años y que el valor de rescate es un 10 % del costo del equipo instalado tendremos:

$$D = \frac{P_i - 0.1 P_i}{10}$$

D = \$ 68 794.00 M. N. anuales.

2.- Seguros.

El seguro de la planta es para cubrir las pérdidas - ocasionadas por siniestros, siendo un porcentaje sobre el costo inicial de la planta.

El costo de la planta fue de \$ 130 000.00 y considerando un tres por ciento del costo del equipo, tendremos:

Seguros: \$ 3 900 000.00 M. N. anuales.

3.- Interés.

El interés que se pagará solo estará referido al costo del equipo adaptado. Normalmente se considera un 3% - anual.

Interés = 0.03 Pi

Interés = \$ 22 931.00 M. N. anuales.

4.- Mantenimiento.

El costo de mantenimiento es un porcentaje del costo total del equipo, ya que el equipo adaptado es poco en comparación al tamaño de la planta, dicho costo en sí no varía significativamente, por lo que consideramos solo el costo inicial de la planta.

Mantenimiento = 0.03 X 130 000 000.00

Mantenimiento = 3 900 000.00 M.N. anuales.

5.- Sueldos y salarios.

El concepto sueldo, está referido a las percepciones del personal técnico de confianza, mientras que salario - está referido al personal sindicalizado.

Sueldos y salarios = \$ 752 849.00 M. N. anuales.

6.- Gastos no previstos.

Estos gastos abarcan los no considerados en los incisos anteriores como es el caso de una contaminación o polimerización del producto que ocasiona gastos de purificación etc.

Para estos gastos se considera un 1% del costo de la planta.

Gastos no previstos: = \$ 1 300 000.00 M. N. anuales.

1.- Costos fijos anuales.

1.- Depreciación del equipo	\$	68 794.00
2.- Seguros		3 900 000.00
3.- Interés		22 931.00
4.- Mantenimiento		3 900 000.00
5.- Sueldos y salarios		752 849.00
6.- Gastos no previstos		<u>1 300 000.00</u>
TOTAL	\$	9 944 574.00 M.N.

II.- Costos de operación.

1.- Materia Prima.

La única materia prima utilizada es el etilbenceno, el cual se va a deshidrogenar para producir el estireno.

Carga actual 35 294 Tons/año.

Aumento 10 588 Tons/año.

El etilbenceno tiene un valor de \$ 880.00 M. N. la tonelada, por lo que el costo total es:

Materia Prima = \$ 40 376 160.00 M.N. anuales.

2.- Vapor.

El vapor que se utiliza en la planta es de dos tipos: vapor de reacción de 10 KG/ cm² y vapor de calentamiento de 2 Kg/cm².

Vapor de reacción actual 246 295 Tons/año

Aumento 73 918 Tons/año

Vapor de calentamiento 299 648 Tons/año

Aumento 89 894 Tons/año

TOTAL. 709 755 Tons/año.

Considerando un costo promedio de \$ 5.56 M.N. la tonelada, en la refinería, se tendrá un costo total de vapor:

Vapor = \$ 3 946 210.00 M.N. anuales.

3.- Gas combustible.

Los calentadores de la planta operan utilizando como combustible gas natural proveniente de la plataforma "Arenque", el cual tiene un poder calorífico de 9545.2 Kcal/m³-promedio, y un costo unitario de \$ 0.083 el metro cúbico.

Calentador	Cantidad de combustible
H-1	4.34 X 10 ⁶ m ³ /año.
H-2	2.75 X 10 ⁶ m ³ /año.
H-3	2.41 X 10 ⁶ m ³ /año.
TOTAL	9.50 X 10 ⁶ m ³ /año.

Costo anual del combustible.

Gas combustible = \$ 788 500.00 M. N. anuales.

4.- Agua de enfriamiento

El agua de enfriamiento es tomada del sistema de enfriamiento de la refinería. El costo es de \$ 0.01 la tonelada.

Consumo actual	25 560 000 Tons/año.
Aumento	7 668 000 Tons/año.
TOTAL.	32 228 000 Tons/año

Agua de enfriamiento = \$ 332 280.00 M.N. anuales

5.- Energía eléctrica.

La energía eléctrica utilizada es generada en la planta Termoeléctrica de la refinería.

Consumo actual	290 400 Kw-h
Aumento	87 120 Kw-h
TOTAL	377 520 kw-h

El costo del Kw-h es de \$ 0.08 M.N.

Energía Eléctrica + \$ 30 200.00 M.N. anuales

II.- Costos de operación.

1.- Materia Prima	\$	40 376 160.00
2.- Vapor		3 946 210.00
3.- Gas combustible		788 500.00
4.- Agua de enfriamiento		332 280.00
5.- Energía eléctrica		30 200.00
TOTAL.		<u>45 473 350.00</u>

III.- Ventas.

Petróleos Mexicanos ha fijado un precio de venta para el estireno de \$ 6 000.00 M.N. la tonelada. El monto de las ventas del estireno producido en la planta, asciende a:

Cantidad actual	30 000 Tons/ año.
Aumento	9 000 Tons/año
TOTAL	<u>39 000 Tons/año</u>

Precio de venta = \$ 234 000 000.00 M. N. anuales

Utilidad bruta = Ventas - (costos fijos + costos variables)

U.B. = 234 000 000.00 - (9 944 574.00 + 45 473 350.00)

U.N. = \$ 178 582 076.00 - (75 004 471.92 + 14 286 566.08)

U.N. = \$ 89 291 038.00 M.N. anuales

A N A L I S I S E C O N O M I C O

	ACTUAL	AUMENTADO	INCREMENTO
Costos Fijos	\$ 9 852 849.00	\$ 9 944 574.00	\$ 91 725.00
Costos variables	<u>34 961 465.00</u>	<u>45 473 350.00</u>	<u>10 511 885.00</u>
Costos Totales	\$ <u>44 814 314.00</u>	\$ <u>55 417 924.00</u>	\$ <u>10 603 610.00</u>
Ventas	\$ 180 000 000.00	\$ 234 000 000.00	\$ 54 000 000.00
Utilidad neta	\$ 67 592 843.00	\$ 89 291 038.00	\$ 21 698 195.00

De acuerdo a los resultados obtenidos podemos observar que el aumento -

propuesto es recomendable desde el punto de vista económico.

CONCLUSIONES

VI.- CONCLUSIONES

Resulta evidente que mediante la adecuada aplicación de los resultados obtenidos en el estudio presentado se obtendrán las ventajas que se resumen de la siguiente manera.

1.0.- Aspecto Técnico.-

1.1.- Ya que el equipo por adaptar operaría con caídas de presión por debajo de las máximas permisibles, se concluye que el aumento propuesto es factible, produciendo alteraciones mínimas en las condiciones de operación del equipo restante.

1.2.- De acuerdo a los resultados obtenidos se puede apreciar que se está aprovechando al máximo la capacidad térmica del calentador H-3.

1.3.- Una ventaja más y muy importante, es que el equipo por adaptar se encuentra en la Refinería, lo que representa un ahorro en tiempo de pedido, fabricación y transporte.

2.0.- Aspecto Económico.-

2.1.- De acuerdo con el resultado del estudio económico, se ve que la utilidad producida por la modificación propuesta al sistema de calentamiento de la planta, supera con creces el gasto de dicha adaptación.

2.2.- Se incluyó en el análisis económico realizado, el costo del equipo por adaptar, pero en realidad esa inversión PEMEX ya la llevó a cabo y sin ningún rendimiento, puesto que actualmente este equipo se encuentra fuera de operación y a través de este estudio se tratan de aprovechar los recursos disponibles. Por lo que se sugiere llevar a cabo el proyecto analizado a la mayor brevedad posible.

A P E N D I C E

CONDICIONES DE UN DIA DE OPERACION NORMAL

FLUJOS:

Carga combinada al E-3A	=	12 600	$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$
Vapor al E-3A	=	2 250	$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$
Vapor al E-3B	=	26 000	$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$

TEMPERATURAS:

Lado Coraza:

Entrada al E-3A	162 ^o C
Salida de E-3A	433 ^o C
Entrada al E-3B	176 ^o C
Salida del E-3B	379 ^o C

Lado Tubos:

Entrada al E-3A	552 ^o C
Salida del E-3B	304 ^o C

Temperatura en Calentadores

Entrada al H-1	379 ^o C
Salida del H-1	631 ^o C
Entrada al H-2	537 ^o C
Salida del H-2	643 ^o C

CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO DE CALENTAMIENTO ACTUAL Y POR
ADAPTAR

Cambiadores de Calor

CARACTERÍSTICAS	UNIDADES	E - 3A		E - 3B		E - 3C	
		Coraza	Tubos	Coraza	Tubos	Coraza	Tubos
Area	m ²		413.8		620.2		413.8
Longitud	m	4.0	4.0	5.95	5.95	4.0	4.0
Diámetro interno	m	1.27		1.27		1.27	
Número de Pasos		1	1	1	1	1	1
Número de tubos			1340		1340		1340
Diámetro externo	cm		2.54		2.54		2.54
Especificación			12 BWG				12 BWG
Diámetro interno	cm		1.99		1.99		1.99
Pitch	cm		3.18		3.18		3.18
Factor de Obstrucción.		0.002	0.002		0.002	0.002	0.002

CALENTADORES

CARACTERISTICA	UNIDAD	H - 1	H - 2	H - 3
Absorción de Operación.	Kcal/h	2.92×10^6	1.73×10^6	1.84×10^6
Absorción de Diseño.	Kcal/h	3.04×10^6	1.76×10^6	1.90×10^6
Eficiencia de Calentamiento.	%	62	58	65
Número de Serpentes.		12	16	4
Diámetro de Tubos	cm	5.08	5.08	8.85
Cédula		40	40	80
Número de codos - de 180°		60	48	32
Número de entradas		12	16	4
Número de salidas		12	16	4
Número de tubos - cortos		48	32	28
Número de tubos - largos.		24	32	8

-Los diagramas del Sistema de Calentamiento actual y propuesto se encuentran en el Apéndice-.

GRAFICA NO. 1.

FACTOR DE CORRECCION F10T PARA
INTERCAMBIADORES 1-1.

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{Rango/WO.}$$

U.-Coeficiente total de trans-
ferencia de calor.

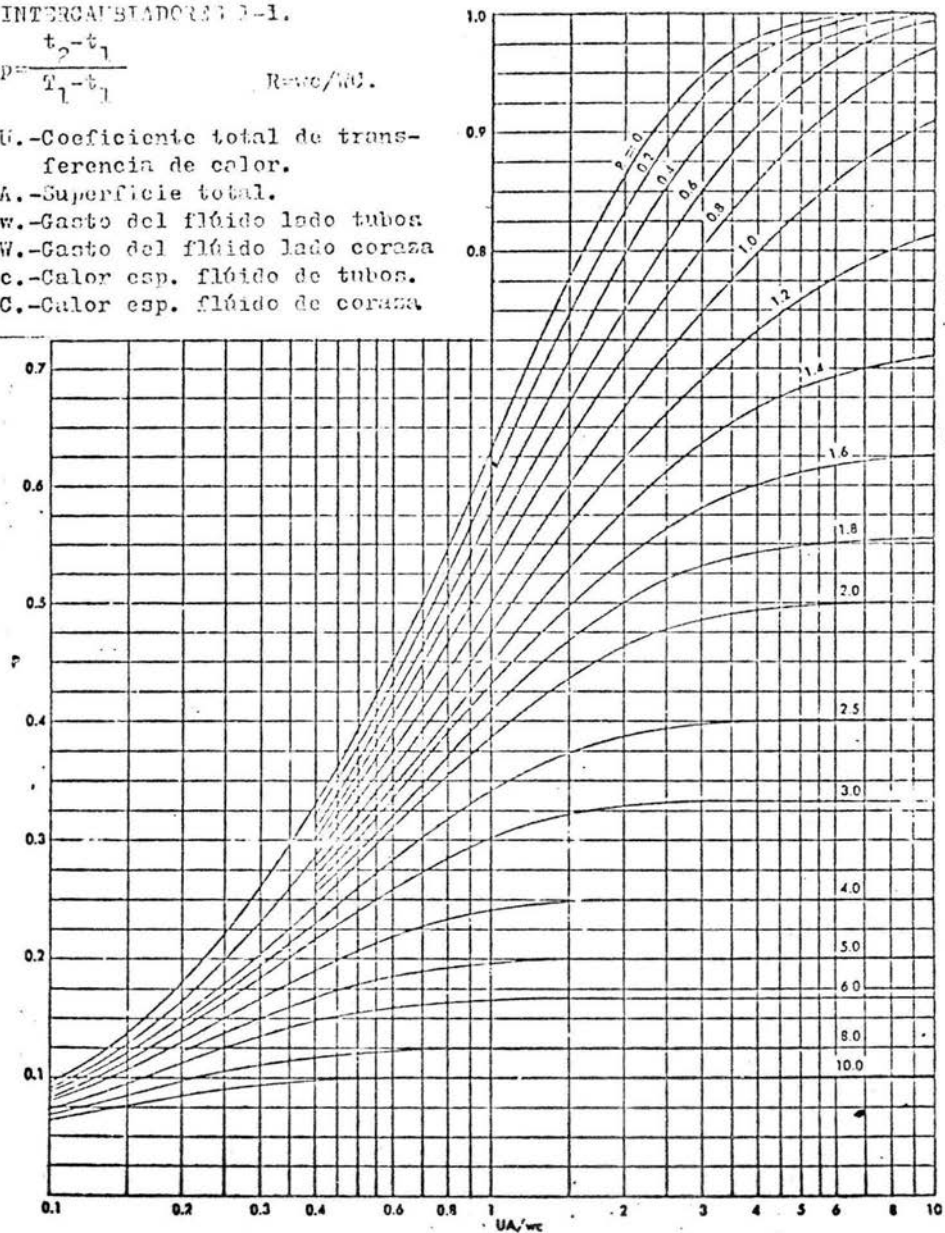
A.-Superficie total.

w.-Gasto del fluido lado tubos

W.-Gasto del fluido lado coraza

c.-Calor esp. fluido de tubos.

C.-Calor esp. fluido de coraza.



VELOCIDAD DE POLIMERIZACION DEL ESTIRENO.

% POR HORA

60

50

40

30

20

10

0

80

90

100

110

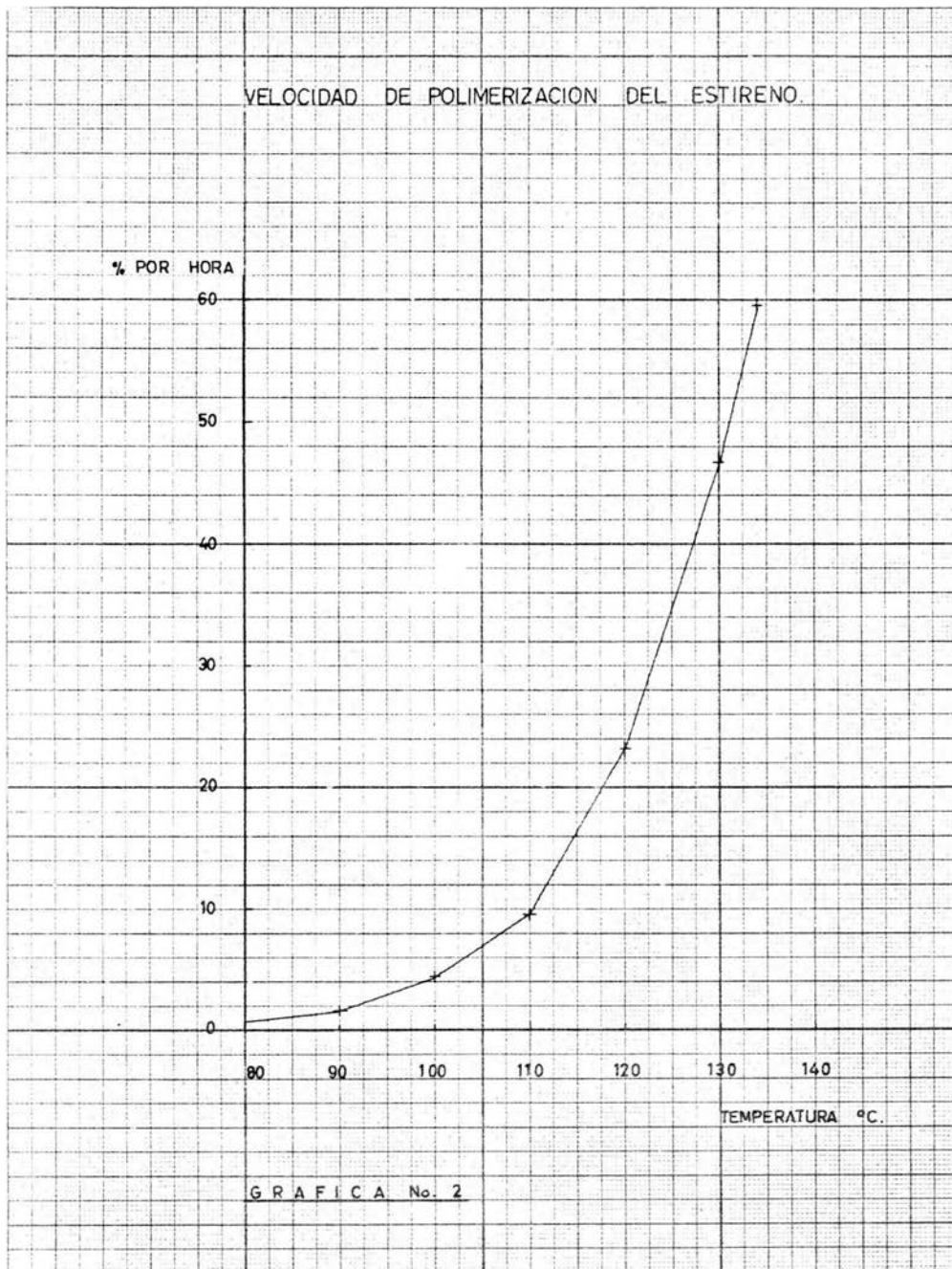
120

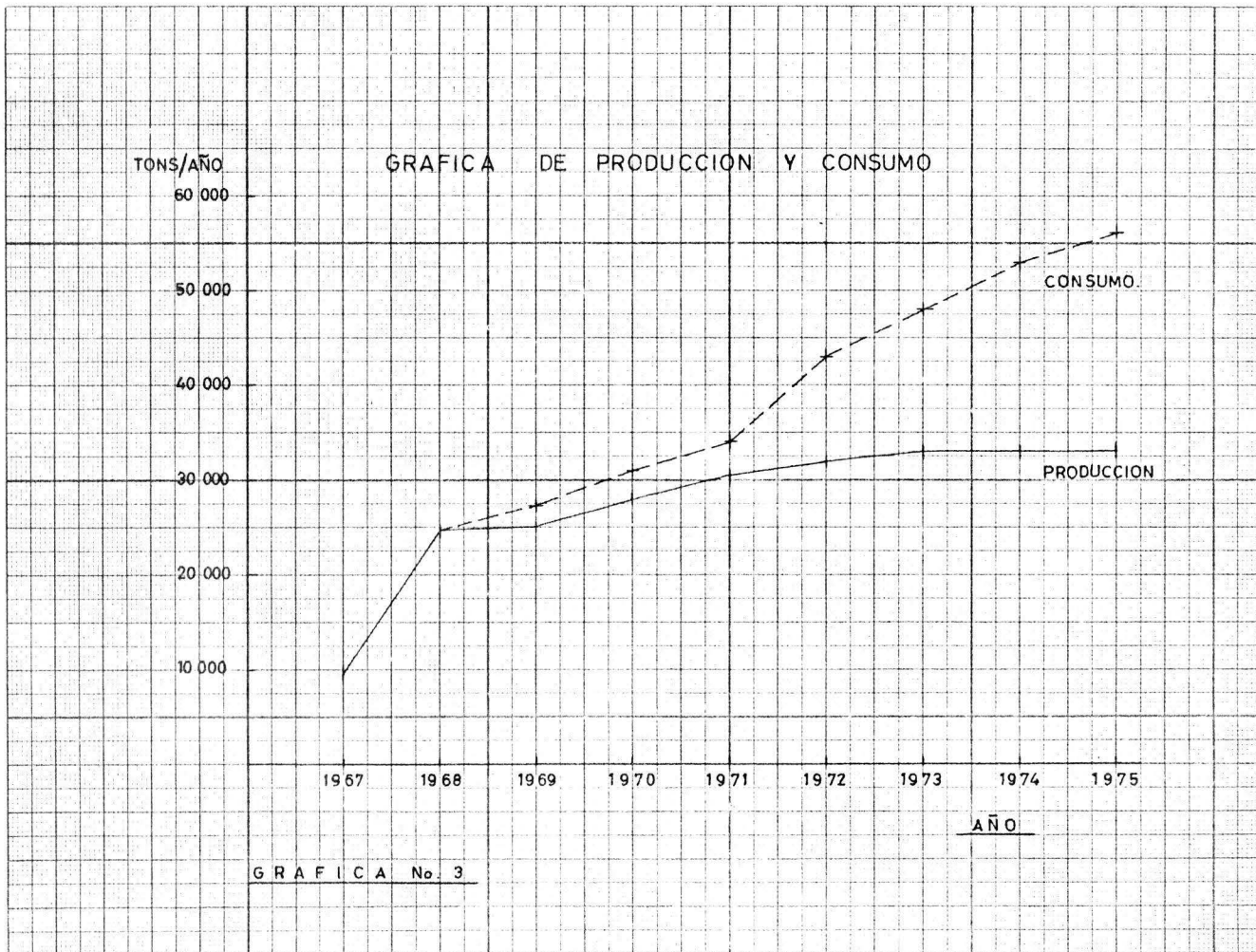
130

140

TEMPERATURA °C.

GRAFICA No. 2





BIBLIOGRAFIA

B I B L I O G R A F I A

- 1.- Kern Q. Donald.
Procesos de Transferencia de Calor.
Mc. Graw Hill 4a. Ed. 1971.
- 2.- Smidth and List.
Material and Energy Balances.
Prentice Hall 1962.
- 3.- Nelson L. W.
Refinación del Petróleo
E.R.S.A.
- 4.- Perry H. John.
Manual del Ingeniero Químico
Mc. Graw Hill 3a. Ed. 1966.
- 5.- Crane Co.
Flow of Fluids
11a. Impresión 1970.
- 6.- Garmendia L. Guillermo.
Aspectos Fundamentales de la Industria Petrolera y -
sus Derivados.
III Convención Nacional del I.M.I.Q. Nov. 1973.
- 7.- Tablas de Vapor.
COFAA, I.P.N. 1971.

8.- Standars of Tubular Exchangers Manufacturers Association.

9.- International Critical Tables.
