

64  
2ej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química

"ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA PILOTO PARA  
LA EVALUACION DE LOS CATALIZADORES DE  
DESHIDROGENACION DE ETIL-BENCENO"

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
CELIA MARIN ROSAS



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## INDICE

INTRODUCCION .....	1
I GENERALIDADES DE PLANTAS PILOTO	
1.1.- CONCEPTO DE UNA PLANTA PILOTO .....	6
1.2.- TIPOS .....	7
1.2.1.- DIMENSIONES .....	7
1.2.2.- FUNCION .....	8
1.2.2.1.- DESARROLLO DE PROCESO ..	9
1.2.2.2.- ESTUDIO DEL PROCESO ...	14
1.3.- PRINCIPIOS DE ESCALAMIENTO .....	15
1.3.1.- METODOS DE ESCALAMIENTO .....	17
II METODOS DE OBTENCION DE ESTIRENO	
2.1.- ANTECEDENTES HISTORICOS .....	19
2.2.- USOS Y DEMANDA FUTURA EN MEXICO .....	21
2.2.1.- PROYECCION DEL CONSUMO DE ESTIRENO	23
2.2.1.1.- REGRESION LINEAL .....	24
2.2.1.2.- ATENUACION EXPONENCIAL	
DOBLE .....	25
2.3.- OBTENCION A ESCALA INDUSTRIAL .....	25
2.3.1.- PROCESO DE MONSANTO-LUMUS .....	25

2.3.2.- PROCESO DE LA CARBIDE & CARBON

CHEMICALS Co. ....	26
2.4.- DESCRIPCION DEL PROCESO UTILIZADO EN MEX..	27
2.5.- VARIABLES QUE AFECTAN AL PROCESO	
2.5.1.- TEMPERATURA .....	43
2.5.2.- PRESION .....	44
2.5.3.- CONCENTRACION DE ETILBENCENO ....	45
2.5.4.- ESPACIO VELOCIDAD .....	45
2.5.5.- RELACION MOLAR VAPOR/HIDROCARBURO.	46

III CARACTERISTICAS, RIESGOS DE ENVENENAMIENTO Y ASPECTOS DE SEGURIDAD DE MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS :

3.1.- ESTIRENO .....	47
3.2.- ETILBENCENO .....	55
3.3.- AGUA .....	60
3.4.- BENCENO .....	61
3.5.- TOLUENO .....	67
3.6.- GAS DE DESECHO DE LA DESHIDROGENACION ...	72
3.7.- NITROGENO .....	74
3.8.- MEZCLA DE PRODUCTOS DE LA DESHIDROGENACION	76

IV	DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO	
	4.1.- SELECCION DEL PROCESO .....	77
	4.2.- REACCIONES PRINCIPALES Y DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO SELECCIONADO .....	77
	4.3.- BASES DE DISEÑO .....	84
	4.4.- BALANCE DE MATERIA .....	90
	4.5.- LISTA DE EQUIPO PRINCIPAL .....	97
	4.5.1.- DIAGRAMA DE BLOQUES Y DE FLUJO DEL PROCESO .....	98
	4.6.- REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES ...	100
	4.7.- CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO .....	101
	4.8.- DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS Y HOJAS DE DATOS .....	
	A) TANQUES DE ALMACENAMIENTO (TA-01/TA-02)	108
	B) PRECALENTADOR DE VAPOR (PR-01) .....	110
	C) REACTOR (DC-01) .....	116
	D) CONDENSADOR (EA-01) .....	135
	E) TANQUE SEPARADOR VAPOR-LIQUIDO-LIQUIDO DE PRODUCTOS DE REACCION (TS-01) .....	154
	4.9.- FILOSOFIA DE OPERACION .....	161
V	CONCLUSIONES .....	162

VI ANEXOS

6.1.- TABLA No. 1 DEMANDA DE ESTIRENO .....	165
6.2.- PROYECCION DE LA DEMANDA .....	166
6.2.1.- TABLA No. 2 PRONOSTICO DEL CONSUMO DE ESTIRENO MEDIANTE EL METODO DE REGRESION SIMPLE .....	167
6.2.2.- GRAFICA No. 1 CONSUMO APARENTE DE ESTIRENO VS AÑO .....	175
6.3.- TABLA No. 3 PRONOSTICO DEL CONSUMO DE ES- TIRENO MEDIANTE EL METODO DE ATENUACION - EXPONENCIAL DOBLE .....	172
6.4.- FIGURA No. 1 DISTRIBUCION DEL ABASTECIMI- ENTO DEL MONOMERO DE ESTIRENO DURANTE 1983 .....	176
6.5.- GRAFICA No. 2 POLIMERIZACION DE ESTIRENO VS TEMPERATURA (SIN INHIBIDOR) .....	177
6.6.- DIAGRAMA DE FLUJO DE LOS PASOS Y MATERIAS PRIMAS NECESARIOS PARA LA PRODUCCION DE - ESTIRENO .....	178
6.7.- PROCESO MONSANTO-LUMUS SIMPLIFICADO PARA LA OBTENCION DE ESTIRENO .....	179

6.8.- GRAFICA DE PRECIOS DE PEMEX, COMPARADOS CON LOS PRECIOS DE U.S.A. ....	182
6.9.- TABLAS DE RESULTADOS DE LOS CALORES DE DE- SOBRECALENTAMIENTO, CONDENSACION Y SUBEN- FRIAMIENTO EN EL CONDENSADOR .....	183
6.10.- PROGRAMA PARA DETERMINAR EL NIVEL DE LI- QUIDO Y GAS EN LA CALCULADORA TEXAS T1-59	186
6.11.- DISEÑO DE EXPERIMENTOS .....	187
6.12.- LISTA DE VARIABLES .....	193
VII BIBLIOGRAFIA .....	203

## INTRODUCCION

El trabajo que a continuación se presenta, tiene como alcance realizar la Ingeniería Básica del anteproyecto de una Planta Piloto, para evaluar los catalizadores utilizados en el proceso de obtención de Estireno.

Posteriormente será definida la Ingeniería de -- Detalle para su construcción.

Las etapas que complementarían este anteproyecto se mencionan en el ANEXO (6.11).

Los datos obtenidos en el comportamiento de una planta de escala pequeña correctamente diseñada y operada, son más exáctos y confiables que los datos de escalamiento en un banco de laboratorio. Uno de los propósitos para emplear una planta piloto, es producir pequeñas cantidades de un producto; como precursora de la planta de producción Industrial.

Por lo anterior, se requiere evaluar en planta piloto los catalizadores usados en el proceso de obtención de Estireno; tanto los catalizadores comerciales de la -- Compañía "United Catalist International y Shell, así como



aquellos que sean preparados por el Instituto Mexicano del Petróleo", bajo las Condiciones de Operación de las Plantas de Estireno en las Refinerías de Cd. Madero Tamps. y de la Cangrejera Ver.. Como consecuencia se llevará a cabo el an teproyecto de la planta piloto; para evaluaciones que consistirán, en un estudio de la actividad y vida útil de los catalizadores, así como de las variables de operación.

Dichos catalizadores están constituidos primor-- dialmente de óxido férrico y cromato de potasio, de forma extruída mas o menos definida. Este estudio es de gran im-- portancia; ya que la transformación de los recursos natura-- les; en productos petroquímicos ha sido una de las necesida-- des primarias del país, de manera que todas las industrias relacionadas con ella deben desempeñar un papel importante.

Debido a la conveniencia de contar con tecnolo-- gía nacional, PEMEX solicitó al IMP, que desarrollara un - programa de investigación de los catalizadores usados en - la obtención de estireno.

El estireno es uno de los productos petroquími-- cos básicos importantes, es usado en la manufactura de re-- sinas de poliestireno, hules sintéticos, resinas poliester;

etc. siendo las primeras de gran demanda en el país, debido a la cantidad de producto que se incluyen en ellas; tales - como: poliestireno cristal, copolímero BS ( alto y medio im pacto ), poliestireno expansible, etc.

En la actualidad existen dos plantas industriales que se dedican a la elaboración de estireno, usando en co - mún el mismo tipo de catalizador; esto es :

Cd. Madero Tamps. Cangrejera Ver.

Tipo de cat.

Comercial	Shell-105	Shell-105
Consumo ( T/carga )	32.5	150
Vida útil ( años )	2 - 3	2 - 3

Hay que destacar que la planta en la refinería de la Cangrejera Ver., entró en operación a principios de 1984 y la de Cd. Madero en 1967. También se tiene en proyecto - otra planta que será construida en Laguna del Ostión de -- igual capacidad que la de Cangrejera Ver.

Los diferentes métodos industriales utilizados en la fabricación de estireno, están basados en :

- a) 1.- Alkilación de benceno con etileno usando cloruro de aluminio.
- 2.- Deshidrogenación catalítica de etil-ben-

no en presencia de vapor de agua.

- b) 1.- Alkilación de benceno con etileno, similar al anterior.
- 2.- Oxidación de etil benceno en fase líquida con aire, en presencia de un catalizador de acetato de manganeso.
- 3.- Hidrogenación en fase líquida de la acetofenona a alcohol alfafenil etílico.
- 4.- Deshidrogenación en fase vapor del alcohol a estireno.

La descripción del proceso más usado se presenta en páginas posteriores.

En el laboratorio se emplea la deshidrogenación o deshidratación indistintamente.

El trabajo que se presenta a continuación está dividido en dos partes básicamente :

- Una investigación bibliográfica, como antecedente, métodos de obtención e introducción en el tema de estireno y planta piloto; así como búsqueda de datos, requeridos para desarrollar la segunda parte del trabajo.

- Dimensionamiento preliminar de equipos, partiendo del balance de materia y energía, sin pretender un cálculo definitivo.

## CAPITULO # I

### GENERALIDADES DE PLANTAS PILOTO

1.1.- Concepto de una planta piloto

1.2.- Tipos

1.2.1.- Dimensiones

1.2.2.- Función

1.2.2.1.- Desarrollo de proceso

1.2.2.2.- Estudio del proceso

1.3.- Principios de escalamiento

1.3.1.- Métodos de escalamiento

## I) GENERALIDADES DE PLANTAS PILOTO

### 1.1.- Concepto de una planta piloto :

Una planta piloto, se considera una unidad de proceso relativamente pequeña, conteniendo todas las etapas principales del proceso; en el cual se requiere una investigación experimental.

Los experimentos en plantas piloto, son aún probablemente conducidos sobre los principios de prueba y error. Se ha escrito bastante acerca de diseño, operación y desarrollo de proceso de plantas piloto, pero el tratamiento a sido descriptivo; más que cuantitativo, de esta manera la tendencia actual deberá de haber sido hacia mayor cálculo y menor experimento; debido a que los experimentos en plantas piloto, son particularmente costosos y consumidores de tiempo; es posible reducir el número de pruebas a las requeridas, de tal manera de obtener una información favorable, haciendo un buen diseño experimental y un análisis estadístico de resultados.

Generalmente es deseable que se diseñe una planta piloto, con algún tipo particular y tamaño de la unidad a

escala industrial en mente y en esta forma la planta piloto puede considerarse como un modelo de un prototipo imaginario.

## 1.2.- Tipos :

1.2.1.- DIMENSIONES : Tan pequeña como sea posible para obtener resultados de precisión deseada y suficiente para la evaluación adecuada.

Un experimento pequeño realizado con unos pocos gramos de material en el laboratorio, no será de mucha utilidad para dirigir los trabajos hacia un desarrollo a gran escala; pero no hay duda de que un experimento con unos pocos Kilogramos, dará con mejor aproximación los datos requeridos.

Hay duda, de poder transferir cualquier proceso nuevo, directamente de escala laboratorio a escala industrial; probando que es necesaria una cantidad ilimitada de dinero para que el diseñador permita grandes factores de seguridad y el operador encuentre, si es necesario el costo de los problemas masivos que puedan presentarse.

### 1.2.2.- FUNCION :

#### PLANTAS PILOTO Y MODELOS

Existe duda de que los datos de comportamiento obtenidos de una planta de escala-pequeña, correctamente diseñada y operada son siempre más exactos y confiables que los datos de escalamiento en un banco de laboratorio o derivados por cálculo de correlaciones generalizadas.

Una planta a escala pequeña, se emplea en ingeniería química para dos propósitos principales :

- a) Como precursora de la planta de producción industrial, la cual aún no se ha construido. En este caso, el equipo a escala pequeña se denomina --- "PLANTA PILOTO", y su función principal es, su--- suministrar datos de diseño para la planta indus--- trial, aunque también puede requerirse para pro--- ducir pequeñas cantidades de un producto nuevo -- en prueba.
- b) Estudiar el comportamiento de una planta ya existente, en la cual la unidad pequeña, es una repro--- ducción; es este caso, el equipo a escala pequeña



se denomina " MODELO ", y su función principal; es exhibir los efectos del cambio en la forma o condiciones de operación más rápida y económicamente que sea posible por experimentos en el prototipo industrial.

Las funciones de " planta piloto ", pertenecen al desarrollo del proceso; mientras que las del "Modelo", de una planta ya existente pertenecen a estudio del proceso.

#### 1.2.2.1.- DESARROLLO DE PROCESO

Para propósitos de diseño, una planta piloto es - propiamente empleada para recabar información; tal que no - pueda obtenerse por algún método más barato o más rápido.

Al desarrollar un nuevo proceso químico, raramente es necesario reproducir el proceso completo en la escala de planta piloto con el fin de obtener los datos de diseño.

Los puntos de la planta que no pueden ser diseñados suficientemente cerca de experiencias pasadas de principios conocidos, sobre las bases de los datos de laboratorio; necesitan llevarse a escala piloto. El Ing. Químico, diseña un proceso desarrollando un estudio preliminar de ingeniería.

Los diagramas de flujo se preparan mostrando la cantidad de material y requerimientos de calor y potencia. En base a los resultados de laboratorio el proceso es desglosado en una serie de operaciones o procesos unitarios y es seleccionado un tipo de equipo para cada etapa.

Después de seleccionar el equipo que va a ser usado el Ing. Químico es capaz de anotar todos los datos cuantitativos necesarios para diseñar cada componente, los cuales - incluirán balances de materia y calor, propiedades químicas, físicas, y termodinámicas de materias primas, compuestos intermedios y productos finales, velocidad de reacción, coeficientes de transferencia de masa y calor, requerimientos de potencia, velocidad de corrosión etc. . Los datos requeridos para cada parte del equipo pueden clasificarse en seis grupos :

- a) Datos útiles de experiencia pasada.
- b) Datos obtenidos en los reportes de laboratorio que pueden derivarse de ellos.
- c) Datos útiles de la literatura.
- d) Datos útiles que pueden aproximarse para propósitos de diseño por medio de relaciones termo-

dinámicas, el teorema de los estados correspondientes o alguna de las muchas correlaciones empíricas que han aparecido en los últimos años.

- e) Datos que pueden obtenerse mediante investigación posterior en el laboratorio.
- f) Otros datos prácticos que se consideran necesarios para propósitos de diseño. La información; sobre este punto solo puede determinarse en una planta piloto.

El estudio preliminar de ingeniería, ocasionalmente puede sugerir que no todo los experimentos de escala piloto son necesarios. El o los procesos nuevos pueden realizarse completamente de operaciones unitarias estandar, las cuales son bien conocidas y la planta puede ser confiablemente diseñada solo de los datos de laboratorio.

Como una regla, una o dos operaciones críticas de los procesos nuevos, son seleccionados para un estudio en escala de planta piloto. Para obtener la máxima cantidad de información útil, el equipo requiere ser diseñado sobre principios correctos y operado bajo condiciones apropiadas.

Si fuera necesario desarrollar otras etapas en el proceso con el fin de suministrar material para las operaciones críticas o tratar con los productos, la planta para tales operaciones auxiliares no necesita ser diseñada o diseñarse especialmente para el propósito, pero puede consistir de cualquier utilidad general o equipo improvisado de tamaño improvisable que le ayude a ser útil.

Este equipo no requiere suministrar datos de diseño, para su contraparte en gran escala y así su eficiencia y comportamiento no son relativamente importantes, aunque la información suplementaria útil frecuentemente puede obtenerse de ello. En pruebas de proceso continuo en escala piloto; es algunas veces ventajoso conducir las etapas preliminares en un sistema BATCH, acumular bastante producto intermedio para permitir una operación continua, sobre aquella sección del proceso en la cual las operaciones son críticas y después someter el efluente a posterior tratamiento mediante procesos batch, con el fin de obtener el producto final. No siempre es necesario fijar una reproducción completa en miniatura, de la parte de la planta que va a ser estudiada.

Una planta piloto, no es probable que rinda la cantidad máxima de información a menos que los componentes críticos se diseñen y operen de acuerdo a la teoría del modelo.

La primera etapa es derivar los criterios de similaridad, las cuales gobiernan las operaciones o procesos -- que van a ser estudiados a escala pequeña. Estos pueden obtenerse del análisis dimensional o de las ecuaciones dife--renciales fundamentales del proceso. Un estudio de los cri--terios de similaridad revelarán las condiciones bajo las --cuales el modelo debería probarse para que los resultados--puedan simular aquellas que se obtuvieron bajo condiciones dadas en la escala industrial. Además mostrará si hay proba--bilidad de ser efectos de escala apreciable, en este caso --será necesario aplicar correcciones a los resultados de plan--ta piloto, antes de que se usen para diseño de escala total. Finalmente un estudio tal revelará, aquellos casos burdos en los cuales dos o más criterios de similaridad son incom--patibles y donde consecuentemente no es posible igualar re--sultados a gran escala en un aparato pequeño con cualquier certeza. Aún, en estos casos los experimentos con una unidad a escala pequeña sobre un intervalo de condiciones sufici--

entamente amplio pueden dar información valiosa para el diseño de la planta en escala total. El método más seguro de evaluación de los efectos de escala que permitan por incompatibilidad de criterios de similitud es escalar un proceso por etapas fáciles a través de dos o tres plantas piloto que aumenten de tamaño. Una sucesión graduada de plantas piloto es parte de la técnica tradicional del desarrollo de procesos, una técnica que es costosa y lenta.

#### 1.2.2.2.- ESTUDIO DEL PROCESO

Por proceso de estudio se entiende el examen y mejoramiento del proceso existente o la de la planta. El objetivo principal aquí de utilizar modelo, es determinar el efecto de las modificaciones en diseño o cambios mayores en las condiciones de operación sin incurrir en la dependencia o riesgo de hacer estos cambios en la escala grande.

Similarmente, un cambio mayor en las condiciones de operación que pudiera dañar una planta de producción, la teoría del modelo indica las condiciones necesarias para esta reproducibilidad. Un modelo trabajando, una planta de

producción, puede proporcionar datos valiosos de avance sobre el efecto de los cambios propuestos en operación, Por esta razón es frecuente mantener una planta piloto patentada después de que su función original de desarrollo y proceso se ha completado. La planta piloto es útil para resolver problemas de último minuto, en el caso de un proceso peligroso, tomando en cuenta las medidas de seguridad y puede proporcionar un entrenamiento básico para la producción de plantas operativas, finalmente cuando la planta en escala total se construye y se pone en operación, la planta piloto llega a ser un modelo de trabajo donde las características del proceso puede estudiarse posteriormente a un costo relativamente bajo.

### 1.3.- Principios de escalamiento

ESCALAMIENTO : Es el traslado a diferentes tamaños de algún equipo de proceso, de acuerdo a las necesidades de capacidad y cantidad del producto deseado. Para tal efecto, es necesario considerar que no se trata de multiplicar por medio de un factor proporcional las variables del

equipo, para encontrar el tamaño de este; pues no es tan sencillo, ya que no hay una variación directamente proporcional entre estas variable de diseño; sino encontrar una interrelación entre todas las variables.

La aplicación de la teoría del modelo de escalamiento de plantas químicas y procesos, está atrayendo la atención, ya que es bien sabido que los experimentos a escala pequeña no son siempre una guía confiable para los resultados en gran escala. Algunas veces un proceso que es satisfactorio en planta piloto, crea problemas en la escala grande y ocasionalmente se encuentra lo contrario.

Como el enfoque de la teoría-modelo es predecir estos efectos de escala y determinar las condiciones bajo las cuales el comportamiento de un modelo proporciona una confiable predicción del desempeño del prototipo.

Los métodos cuantitativos para correlacionar el comportamiento de modelos y sistemas a escala total han sido aplicados en otros campos de la ingeniería donde se requiere utilizar un análisis matemático complejo; aplicado a plantas químicas, estos métodos señalan la posibilidad de factores de mayor escalamiento, plantas piloto más peque



ñas y más baratas y resultados más dependientes.

Un investigador siempre formula sus resultados - experimentales en términos de grupos adimensionales, en que el supone una regla de escalamiento. Para escalar un sistema particular , con el que ya se ha experimentado, no es necesario llegar al problema de la determinación o predicción de las propiedades físicas de las substancias presentes y evaluación de los grupos adimensionales. Solo es necesario - extraer de la correlación adimensional la regla apropiada de escala y usarla directamente.

#### 1.3.1.- METODOS DE ESCALAMIENTO :

1.3.1.1.- GEOMETRICO : Consiste en encontrar una relación común entre todas las dimensiones.

1.3.1.2.- DINAMICO : Consiste en dar una relación constante de las fuerzas involucradas en el proceso y que están relacionadas con números adimensionales.

1.3.1.3.- CINEMATICO : Una relación constante de todas las velocidades.

## UTILIDAD DEL ESCALAMIENTO

El escalamiento es de gran importancia Industrial ya que evita el uso de experimentos generalmente de tipo aleatorio, de las variables que involucra el proceso, los --- cuales repercuten en demasiado tiempo y costo.

## CAPITULO # II

### METODOS DE OBTENCION DE ESTIRENO

2.1.- Antecedentes históricos.

2.2.- Usos y demanda futura en México

2.2.1.- Proyección del consumo de estireno

2.2.1.1.- Regresión simple

2.2.1.2.- Atenuación exponencial  
doble.

2.3.- Obtención a escala Industrial

2.3.1.- Proceso de Monsanto-Lumus

2.3.2.- Proceso de la Carbide & Carbon Chemi-  
cal Co.

## II) METODOS DE OBTENCION DE ESTIRENO

### 2.1.- Antecedentes históricos de estireno :

El descubrimiento del estireno, se atribuye a E. Simón en 1939, año en que publicó un artículo en la revista Annalen, donde se menciona la palabra "STYROL", -- para referirse al ahora llamado monómero de estireno. Su -- preparación fue por destilación con vapor del material Storrax, ( cuya obtención deriva de los árboles Liquidambar O--rientales ), en un recipiente de cobre con solución de carbonato de sodio.

Berthelot demostró en 1867, la síntesis de estireno pasando una mezcla de benceno y etileno a través de un tubo al rojo, y su subsecuente deshidrogenación de etil-benceno, en 1869; por pirólisis para formar estireno como producto principal. Esta síntesis es la base de los procesos comerciales más ampliamente usados para la elaboración del estireno.

Hasta 1930, el estireno líquido y polímero, fueron curiosidades del laboratorio. En 1935, la Naugatuck-Chemical Co., inició la producción de estireno a escala comer-

cial, operando por muy corto tiempo. La I.G. Fanbenindus--  
trie, por dicha fecha inició también su programa de desa--  
rrollo sobre estireno.

La producción comercial de estireno, tuvo gran -  
expansión a partir de 1941; cuando por el ataque Japonés -  
en el área del pacífico, Estados Unidos vió interrumpido -  
el suministro de hule natural, por lo cual intensifico un  
programa para la producción de un hule sintético a base de  
estireno-butadieno, colaborando las siguientes compañías -  
en dicho programa :

- Dow Chemical Co.
- Carbon and Chemical Co.
- Lummus Co.
- Monsato Chemical Co.
- Standard Oil Dev. Co.
- Phillips Petroleum Co. y
- Universal Oil Products Co.

## 2.2.- Usos y demanda futura de estireno en México.

El estireno se consume principalmente como materia prima, para elaborar resinas sintéticas tales con : Poliéstireno, Resinas ABS, Resinas Poliéster y Resinas Intercambiadoras de iones, también se utiliza para elaborar hule y latex SBR.

El estireno se consume desde antes de 1960, pues en 1951 se inició la producción de poliéstireno en el país. Su consumo ha venido aumentando desde esa fecha muy rápidamente, alcanzando en el período 1960-1969 una tasa anual de crecimiento de 23.5 %, esto se debió a que en 1967 entraron en operación las dos plantas productoras de hule SBR, además se ampliaron y se instalaron varias plantas de poliéstireno. Para el período de 1970-1976, el consumo de este producto tuvo un crecimiento del 11.3 % anual.

La estructura del consumo del estireno es :

	1970	1975	1984
Poliestireno	62.0 %	69.3 %	77.0 %
Hule SBR	27.0 %	18.5 %	21.0 %
Otras resinas	6.3 %	9.2 %	2.0 %
Latex SBR.	4.7 %	3.0 %	--

El estireno se produce en el país, desde 1967; en la Planta petroquímica de la refinería de Cd. Madero, su -- producción no ha sido suficiente para satisfacer la demanda por lo que se ha tenido que completar con importaciones. -- Estas llegaron a representar el 50 % del consumo en 1975.

#### DEMANDA FUTURA

En el sector secundario se ampliará notablemente la capacidad productora de poliestireno ( 88,400 T/A ), también se ampliará la capacidad de elaboración de sus derivados.

En 1976 se estimó, que la demanda futura de estireno aumentaría en el periodo 1976-1978 a un 39.5 %; porque en este último año entraría en operación una planta de po-

liestireno, considerándose que se exportaría una parte de su producción.

En este año PEMEX, arrancó la planta de estireno de 150.000 T/A , en la Cangrejera Ver., y tiene en proyecto otra igual en Laguna del Ostión. (Se anexa gráfica # 1 de producción pronosticada para el año de 1985 a 1995 ).

#### 2.2.1.- PROYECCION DEL CONSUMO DE ESTIRENO

En los últimos 10 años, la industria petroquímica ha sufrido una expansión como nunca se había presentado, por lo que en la actualidad es de suma importancia tener un conocimiento preciso de los consumos que se tendrán en un futuro mediano e inmediato de los productos derivados de esa industria; de lo anterior, resultará la conveniente planeación para la construcción de nuevas plantas petroquímicas, así como del desarrollo de la infraestructura necesaria para ella y aquellas otras que se encuentran íntimamente relacionadas con su producción.

La proyección del consumo de estireno presenta importancia, a causa de haber sido el estireno de producción muy baja hasta la fecha y haberse compensado el défi-



cit de produccción, con importaciones muy costosas.

Los datos para efectuar la proyección se tomaron de los anuarios estadísticos de la asociación nacional de - la industria química, de los años de 1973 a 1983; obteniendo de esta manera el consumo aparente. (tabla No. 1).

#### 2.2.1.1.- METODO DE REGRESION LINEAL :

El método de regresión lineal, es el más adecuado, debido a que se obtuvo una distribución de datos muy seme-- jante a una línea recta, esto es gráficando año vs. consumo aparente de estireno, en base a ésto, se hicieron los siguientes supuestos :

$$y = a + bx$$

donde :

y = Consumo proyectado

x = Año de la producción

Haciendo la regresión por el método de mínimos - cuadrados, se obtiene los valores pronosticados ( tabla No. 2 ).

### 2.2.1.2.- METODO DE ATENUACION EXPONENCIAL DOBLE :

También se hizo una prueba para obtener la proyección de la demanda, por el método de atenuación exponencial doble, el cual consiste en encontrar un coeficiente llamado coeficiente de atenuación; efectuando una serie de pruebas hasta definir el valor más adecuado, llegando de esa manera a un coeficiente de atenuación de 0.6, con el que se logró el mínimo error cuadrático posible.

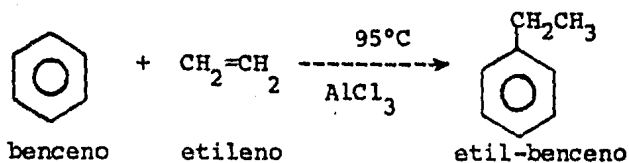
Los resultados de la atenuación doble, con el coeficiente de atenuación antes mencionado se presentan en la tabla No. 3, sin embargo puede apreciarse que a pesar de la optimización efectuada, el error cuadrático es de gran magnitud en comparación con el método de mínimos cuadrados; -- por lo que se puede concluir, que la atenuación exponencial no fué un método efectivo para el pronóstico.

### 2.3.- Obtención a escala industrial.

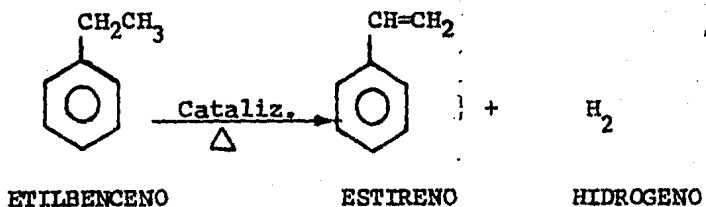
2.3.1.- PROCESO: MONSANTO-LUMMUS : El cual tiene las siguientes etapas :

a) Alkilación de benceno con etileno, utilizando

cloruro de aluminio.



b) Deshidrogenación catalítica de etil-benceno, -  
en presencia de vapor de agua.



El proceso Monsanto-Lummus, es el que se utiliza

en las plantas de etil-benceno y de estireno de petróleos Mexicanos; localizadas en en la Cangrejera Ver. y Cd. Made-ro.

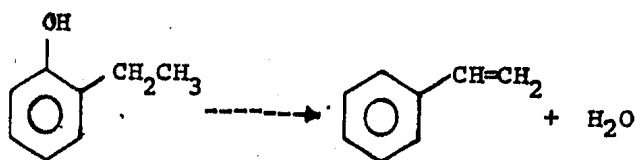
2.3.2.- PROCESO : DE LA CARBIDE & CARBON CHEMICALS CO. : Cuenta con las siguientes etapas :

- a) Alkilación de benceno con etileno similar al anterior.
- b) Oxidación de etil-benceno en fase líquida con aire en presencia de un catalizador de acetato

de manganeso. Los productos son, alcohol alfa-fenil etílico, acetofenona, pequeñas cantidades de ácido benzóico y otros subproductos.

c) Hidrogenación fase líquida de la acetofenona a alcohol alfa-fenil etílico.

d) Deshidrogenación en fase vapor del alcohol a estireno.



alcohol alfa-fenil etílico.

estireno

agua

#### 2.4.- Descripción del proceso Monsanto-Lummus, utilizado en las plantas de etil-benceno y estireno de Petróleos Mexicanos localizadas en la Canchrejera Ver.

##### 2.4.1.- " PLANTA DE ETIL-BENCENO "

El etil-benceno (EB), es producido mediante una reacción química de alquilación de benceno (B) y etileno (E)

en presencia de cloruro de aluminio, utilizado como catalizador, a elevada presión y temperatura.

Durante la reacción se producen también polietilbencenos (PEB) e hidrocarburos de mayor peso molecular (HP). El EB, PEB, HP y benceno se combinan para formar el licor - alquilado (LA), que es un producto intermedio. Este LA. se lava con agua y solución cáustica diluída para neutralizar la ácida antes de pasar a destilación.

LA PLANTA DE ETILBENCENO TIENE LAS SIGUIENTES SECCIONES BASICAS :

2.4.1.1.- PREPARACION DEL CATALIZADOR :

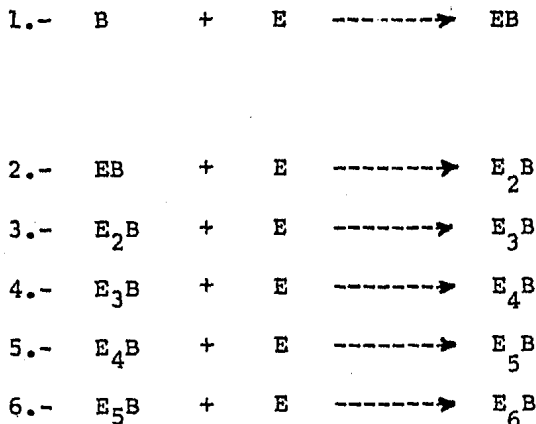
Se mezclan en un reactor, que opera a 25 mmHg y 70-75 °C, el aluminio, ácido clorhídrico anhidro, PEB seco y benceno seco. En este reactor de tipo agitado, se forma el complejo organometálico . La reacción requiere la ausencia de agua, los subproductos de la reacción son calor e hidrógeno. Los gases del reactor conteniendo hidrógeno, benceno y HCl pasan a un lavador con PEB para remover el benceno. Por el domo de éste lavador sale una corriente a la cual se le absorbe el HCl con agua. El líquido del reactor formado por el complejo y aluminio no reaccionado pasan

a un enfriador y después con un ciclón son separadas las partículas de aluminio que no reaccionó, las cuales son - recirculadas.

#### 2.4.1.2.- ALKILACION-TRANSALKILACION :

En el alquilador, etileno y benceno seco se combinan en una relación de B/E de 6.0 en peso para formar EB y PEB utilizando el catalizador complejo (CC) y HCl como promotor.

Reacciones de alquilacion :

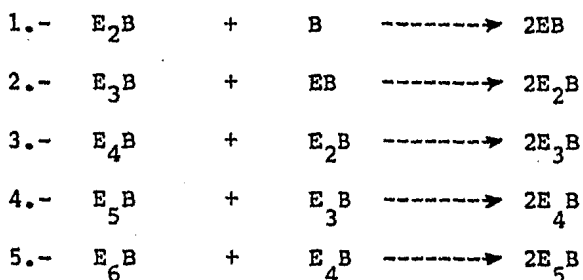


Donde :  $E_2B$ ,  $E_3B$ ,  $E_4B$ ,  $E_5B$ ,  $E_6B$ , son los polietilbencenos.

Los PEB combinados con el catalizador complejo pasan al reactor de transalkilación donde parte de los PEB --

son transalkilados a etilbenceno consumiendo benceno adicional. El transalkilador opera a 170 °C y 7.5 Kg/cm<sup>2</sup>g.

Reacciones de Transalkilacion :



#### 2.4.1.3.- SISTEMA DE LAVADO DE LICOR ALKILADO :

En este sistema se neutraliza y lava el licor alkilado para que pueda pasar a las columnas separadoras, las cuales son de acero. El sistema de lavado tiene tres separadores que funcionan como sigue :

- 1.- El primer separador extrae el catalizador complejo del licor alkilado agregando agua. El catalizador complejo reacciona con el agua mediante una reacción de hidrólisis para formar una fase acuosa de  $AlCl_3/HCl$ . El contenido de este separador es muy corrosivo.

2.- El segundo separador neutraliza la acidez del licor alquilado con sosa cáustica al 10%. Hasta aquí el equipo y líneas son de materiales resistentes a la corrosión, más adelante el equipo es de acero al carbón.

3.- El tercer separador lava el licor alquilado con agua para arrastrar cualquier residuo cáustico.

#### 2.4.1.4.- SISTEMA DE RECUPERACION DE $AlCl_3$ :

Este sistema es usado para concentrar el  $AlCl_3$  -- desde 10% hasta 27% y remover el HCl por evaporación del -- agua de lavado del licor alquilado utilizando una temperatura de fondo de 115 °C, los vapores son neutralizados con solución cáustica.

#### 2.4.1.5.- SISTEMA DE SUMINISTRO DE HCl :

El HCl, es usado en dos partes de la planta :

1.- En la elaboración del catalizador complejo, - para la cual se burbujea HCl en el reactor de  $AlCl_3$  para formar el complejo organometálico con benceno y PEB.



2.- EL HCl se usa también en el lavador de benceno desde donde pasa junto con el benceno al alquilador/transalquilador para promover la reacción.

#### 2.4.1.6.- COLUMNA DE RECUPERACION DE BENCENO :

Esta columna recupera el benceno presente en el licor alquilado y opera a  $6 \text{ Kg/cm}^2\text{g}$ , con temperatura de domo de  $161 \text{ }^\circ\text{C}$  y de fondo de  $236 \text{ }^\circ\text{C}$ . El licor alquilado que entra a esta columna contiene 38 % de benceno que no reaccionó, por utilizarse en exceso para suministrar la formación de PEB. Esta columna también separa por el domo agua. El control de esta columna se fija operándola con 1% de etilbenceno en el domo. El fondo de esta columna contiene etilbenceno e hidrocarburos de alto peso molecular, la concentración normal de benceno en los fondos es 0.07% .

#### 2.4.1.7.- COLUMNA DE SECADO DE BENCENO :

Esta columna seca el benceno fresco y el recirculado hasta 0.001% (10ppm), desde un benceno que tiene normalmente 1000 ppm de agua. El vapor que deja la columna por

el domo tiene aproximadamente 1% de agua y por el fondo 8 ppm. La presión es de 0.34 Kg/cm<sup>2</sup>g y la temperatura 88 °C.

#### 2.4.1.8.- COLUMNA DE SEPARACION DE ETILBENCENOS :

A ésta columna se alimenta el fondo de la columna de benceno. Opera con una presión de domo de 0.703 Kg/cm<sup>2</sup> y tiene una caída de presión de 0.35 Kg/cm<sup>2</sup>. La temperatura de domo es de 157 °C y de fondo de 212 °C, ésta columna separa por el domo etilbenceno. El control de la operación en esta columna se efectúa fijando una concentración de dietilbenceno en el domo de 2-3 ppm.

#### 2.4.1.9.- COLUMNA DE POLIETILBENCENOS :

La función de ésta columna es separar los polietilbencenos de los hidrocarburos más pesados. Opera a una presión absoluta de 136 mmHg y tiene una caída de presión de 50 mmHg. La temperatura de domo es de 128 °C y de fondo de 227 °C. A ésta columna se alimentan los fondos de la columna de etilbenceno. El domo de ésta columna tiene la siguiente composición típica :

Etilbenceno	1	% peso
Butilbenceno	2.9	"
Dietilbenceno	89.57	"
Trietilbenceno	0.18	"
1-1 Difeniletano	0.05	"

El fondo de la columna de polietilbencenos, denominado FLUX OIL, tiene la siguiente composición típica :

Trietilbenceno	2.79	% peso
Tetraetilbenceno	1.01	"
1-1 Difeniletano	23.10	"
Más pesados	73.10	"

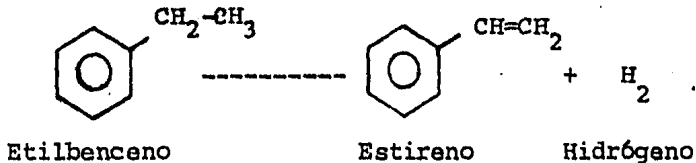
#### 2.4.2.- " PLANTA DE ESTIRENO "

##### 2.4.2.1.- DESCRIPCION DEL PROCESO :

El etilbenceno líquido de la planta de etilbenceno más el etilbenceno recirculado de la columna de recuperación de etilbenceno, son vaporizados y combinados con una pequeña cantidad de vapor de agua ( 0.2 Kg de agua/Kg de etilbenceno ). Esta mezcla primaria de vapor y etilbenceno es calentada a 550 °C en la sección de convección del sobrecalentador y alimentada al primer reactor. ( se utilizan dos reactores en serie para contrarestar la caída de temperatura ocasionada por la endotermicidad de la -----

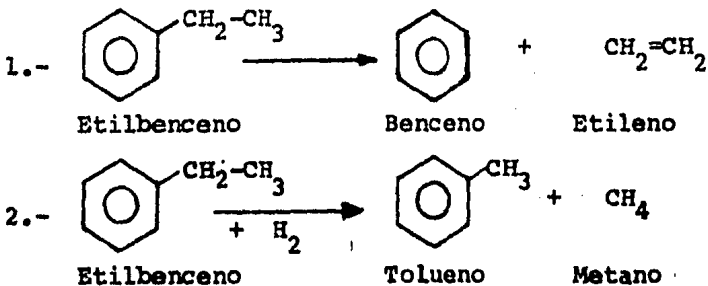
reacción ). La corriente mayor de vapor de agua pasa por la sección radiante del sobrecalentador y es calentado a 835 °C. Del sobrecalentador, la corriente de vapor de agua pasa por el intercambiador de calor localizado dentro del segundo reactor deshidrogenador donde recalienta el efluente del primer reactor y se mezcla después con el etilbenceno precalentado que entra al primer reactor en relación de -- 1.5 Kg de vapor/Kg de etilbenceno.

2.4.2.2.- REACCION DE OBTENCION DE ESTIRENO :



REACCIONES SECUNDARIAS :

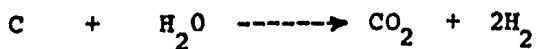
Las reacciones mediante las cuales se obtienen los subproductos son las siguientes :



La reacción de deshidrogenación es de naturaleza endotérmica y se produce un aumento en volúmen durante la deshidrogenación, por lo cual la reacción se favorece al disminuir la presión. Se utiliza vapor de agua para reducir la presión parcial del etilbenceno, lo cual cumple con el mismo propósito.

El uso de vapor de agua para la reacción tiene los siguientes objetivos :

- 1.- Para reducir la presión parcial del etilbenceno y favorecer la reacción de deshidrogenación.
- 2.- Para proveer todo el calor para la deshidrogenación y mezclarse con el etilbenceno antes del contacto con el catalizador, con lo que además se minimizan las reacciones laterales
- 3.- Para remover continuamente los depósitos de carbón en el catalizador como indica la siguiente reacción :



El catalizador de deshidrogenación, utilizado en

ésta planta, es un óxido de fierro peletizado con pequeñas cantidades de otros elementos que tienen la finalidad de reducir la formación de subproductos (catalizador Shell-105 de 1/8" ). La actividad del catalizador disminuye gradualmente por la deposición de carbón y por la remoción de trazas de los elementos.

Las condiciones de operación para la reacción de obtención de estireno son las siguientes :

Temperatura : 550-650 °C  
Presión : Ligeramente inferior a  
la atmosférica

El nivel de temperatura para la deshidrogenación de etilbenceno, se varia considerablemente durante la vida del catalizador para contrarrestar la perdida de actividad del mismo. El catalizador opera continuamente durante un año o más con una conversión de 30 a 40 % y selectividad de 90 a 92 %.

NOTA : El etilbenceno que se alimenta para la producción de estireno debe contener menos de 0.04 % de dietilbenceno ya que ésta sustancia se transforma a divinilbenceno, el cual polimeriza formando residuos insolubles en el sistema de purificación.

### 2.4.2.3.- EFLUENTE DE REACCION :

El efluente de reacción es una mezcla en fase va por constituida por estireno, etilbenceno, tolueno, benceno, agua y gases como hidrógeno, bióxido de carbono y etileno. El efluente gaseoso del segundo lecho pasa por dos intercambiadores donde genera vapor, en el primero genera vapor de baja ( $19.3 \text{ Kg/cm}^2$ ) y en el segundo, vapor de baja de  $2.3 \text{ Kg/cm}^2$ . Después el efluente gaseoso es enfriado aún más inyectándole condensado para asegurar que el agua condense antes del condensador principal. En el condensador principal son condensados la mayoría de los vapores --; orgánicos y el agua. El vapor resultante se condensa agregándole una fracción del condensado y los vapores no condensables constituidos por algunos hidrocarburos como metano, etano, etileno, bióxido de carbono, monóxido de carbono así como hidrógeno pasan a la succión del compresor de gases a la salida, cuya succión controla la presión de vacío de los gases en los reactores. Los gases de descarga del compresor, pasan por una serie de enfriadores y lavadores para recuperar los aromáticos contenidos en dicha corriente. Los gases no condensable, constituidos por hidrógeno y

bióxido de carbono pasan a ser quemados como combustible.

#### 2.4.2.4.- SEPARACION DE FASE ACUOSA Y ORGANICA :

La mezcla de sustancias condensadas (llamada mezcla deshidrogenada), junto con los otros condensados del efluente de reacción es separado por gravedad en fase orgánica y fase acuosa.

La fase orgánica pasa por un filtro para remover el polvo de catalizador arrastrado. El estireno resultante "crudo", tiene la composición típica siguiente :

ESTIRENO CRUDO	Estireno	31.5 %
	Etilbenceno	62.1 "
	Tolueno	3.5 "
	Benceno	2.3 "
	más pesados	0.6 "

El estireno "Crudo", pasa a la sección de separación de estireno.

#### 2.4.2.5.- SEPARACION DE ESTIRENO :

La última etapa en la producción de estireno es la purificación del estireno "crudo". Los requerimientos pa



ra la fraccionación son más estrictos, tanto el producto estireno como el benceno y tolueno recirculados deben ser de alta pureza. Los puntos de ebullición normal del etilbenceno y del estireno difieren en solo 9 °C y existen otros factores que hacen difícil dicha separación, como son:

1.- La destilación del estireno a su temperatura de ebullición normal (145.2 °C), no es posible por el elevado nivel de polimerización (gráfica No. 2)

2.- A 30 mmHg de presión absoluta, la temperatura de ebullición del estireno es 54 °C y la polimerización baja a menos de 0.1 % por hora, sin embargo como la separación del etilbenceno-estireno requiere de 70 platos, con una caída de presión de 4 mmHg por plato, se tendría una presión en el fondo de 310 mmHg y para esta presión la temperatura de ebullición es suficientemente alta para causar excesiva formación de polímero.

"El estireno puede ser destilado con éxito solamente mediante la combinación de los siguientes factores".

- 1.- Destilación a vacío.
- 2.- Adición de inhibidor de la polimerización.
- 3.- Diseño especial de la columna.
- 4.- Evitar temperaturas mayores de 90 °C en el monómero concentrado.

#### 2.4.2.6.- DESTILACION DEL ESTIRENO "CRUDO" :

El estireno "crudo" se mezcla con un inhibidor de la polimerización de tipo "NSI",\* se precalienta y alimenta entre el plato 26 y 34 a la columna separadora de estireno (100 platos), donde por el fondo se obtiene casi todo el estireno producido, los polietilbencenos, el inhibidor de la polimerización, así como una pequeña cantidad de etilbenceno y polímero de estireno. Por el domo se obtiene benceno, tolueno y casi todo el etilbenceno.

#### 2.4.2.7.- SEPARACION Y RECIRCULACION DE ETILBENCENO :

El domo de la columna separadora de estireno pasa a la columna recuperadora de etilbenceno (40 platos), - entrando entre los platos 15 y 23, de ésta columna sale por el domo una mezcla de benceno y tolueno con solo 0.95 % de etilbenceno. Por el fondo de ésta columna sale una corriente con el etilbenceno recuperado, la cual contiene 0.5 % de tolueno y 2.0 % de estireno, ésta corriente recirculada

(\*) INHIBIDOR NO AZUFROSO.

para deshidrogenación.

#### 2.4.2.8.- SEPARACION DE BENCENO Y TOLUENO :

La corriente del domo de la columna separadora de etilbenceno es alimentada a la columna separadora de benceno y tolueno, la cual es de construcción estandar, por el domo sale el benceno de alta pureza ( menos de 0.1 % de tolueno), el cual se recircula a la planta de etilbenceno para su alquilación. Los fondos de ésta columna contienen tolueno y trazas de etilbenceno, constituyen una corriente de subproductos.

#### 2.4.2.9.- PURIFICACION DE ESTIRENO :

Los fondos de la columna separadora de estireno pasan al plato 3 de la columna purificadora de estireno (20 platos), de la cual por el domo se obtiene una corriente de estireno de alta pureza (99.84), a la cual se le agrega como inhibidor p-terbutilcatecol (10 ppm) antes de almacenarlo. Los fondos de la columna purificadora de estireno están formados por 35 % de estireno, 3.9 % de inhibidor NSI (inhibidor no azufroso), y el resto de polime--

ros de estireno, alfa metil estireno y más pesados.

#### 2.4.2.10.- SEPARACION Y RECUPERACION DEL ESTIRENO DE LOS FONDOS DE LA COLUMNA PURIFICADORA DE ESTIRENO :

La corriente de fondos de la columna purificadora de estireno pasan a un evaporador que opera a vacío, para recuperar al estireno por el domo, el cual pasa a la columna purificadora de estireno. Por el fondo del evaporador sale el polímero de estireno con solo 4.2 % de estireno, el cual sirve como eventual combustible.

#### 2.5.- Variables que afectan al proceso :

Las principales variables de operación que afectan al proceso son :

- 2.5.1.- Temperatura
- 2.5.2.- Presión
- 2.5.3.- Concentración de etilbenceno
- 2.5.4.- Espacio velocidad
- 2.5.5.- Relación molar Vapor/Hidrocarburo

2.5.1.- TEMPERATURA : La temperatura de operación del reactor, dentro de ciertas limitaciones, determinará la conversión del EB. El intervalo normal de temperatura a la entrada del reactor es de 210-315 °C, mientras que en -

la salida es de 560-620 °C. Dentro de estos intervalos, la temperatura de entrada no debe ser más alta que la requerida para lograr una buena conversión del etilbenceno, así; como una alta selectividad del estireno.

El etilbenceno, expuesto a altas temperaturas, puede formar carbón o coque. Este carbón depositado por un tiempo en los tubos, puede causar rompimiento local. Por lo que se le agrega vapor de agua, para ayudar a impedir los depósitos de carbón.

2.5.2.- PRESION : La relación de deshidrogenación es de naturaleza endotérmica y se produce un aumento en volumen durante la deshidrogenación, por lo cual la reacción se favorece al disminuir la presión y por lo tanto se utiliza vapor de agua para reducir la presión parcial del etilbenceno.

Se recomienda operar a presión ligeramente inferior a la atmosférica. En este caso la operación se efectuará a  $0.7 \text{ Kg/cm}^2$ , ya que a esta presión trabaja la planta de estireno en la refinería de Cd. Madero.

2.5.3.- CONCENTRACION DEL ETILBENCENO : El etilbenceno que se alimenta para la producción de estireno debe - contener menos de 0.04 % de dietil-benceno, ya que ésta - sustancia se transforma a divinil-benceno, el cual polime-riza formando residuos insolubles en el sistema de purifi-cación.

El etilbenceno es adquirido de la refinería de - Cd. Madero, conteniendo una pureza de 97.6 % con un 2.4 % de una mezcla benceno-Tolueno como contaminante.

2.5.4.- ESPACIO VELOCIDAD : Hasta donde sea posible deben evitarse fluctuaciones significativas en la cantidad de alimentación al reactor. Cuando sea necesario incremen-tar o disminuir la carga, la operación debe hacerse muy -- lentamente, ya que a medida que el catalizador envejece; disminuye su resistencia a la compresión.

La relación espacio-velocidad (WHSV), está definida como la relación de flujo de alimentación (Kg/hr) a ma-sa de catalizador cargado en el reactor (Kg), esto es :

$$\text{WHSV} = \frac{\text{Flujo de alimentación (kg/hr)}}{\text{Masa de catalizador (kg)}}$$

Para la planta de estireno se tiene un WHSV de  $0.35 \text{ hr}^{-1}$ , aproximadamente.

2.5.5.- RELACION MOLAR VAPOR/HIDROCARBURO: Cuando la relación de vapor a etilbenceno es demasiado baja, aumenta la producción de subproductos y se reduce la conversión de etilbenceno. La relación Vapor/etilbenceno es normalmente 0.2 Kg. de vapor/Kg. de etilbenceno.

## CAPITULO # III

### CARACTERISTICAS, RIESGOS DE ENVENENAMIENTO Y ASPECTOS DE SEGURIDAD DE MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS.

3.1.- Estireno

3.2.- Etilbenceno

3.3.- Agua

3.4.- Benceno

3.5.- Tolueno

3.6.- Gas de desecho de la deshidrogenación

3.7.- Nitrógeno

3.8.- Mezcla de productos de la deshidrogenación.



### III) CARACTERISTICAS, RIESGOS DE ENVENENAMIENTO Y ASPECTOS DE SEGURIDAD :

La operación de la deshidrogenación, exige el manejo de grandes cantidades de compuestos químicos, siendo la mayor parte de ellos tóxicos, irritantes, inflamables o explosivos.

El conocimiento de los riesgos y de las propiedades de los compuestos químicos, que se manejan, además de seguir las normas de seguridad de la planta y buenos métodos de seguridad industrial, son esenciales para evitar los accidentes al personal y al equipo.

#### 3.1.- Estireno

3.1.1.- PROPIEDADES : Es un producto químico altamente reactivo y de acuerdo a sus propiedades químicas y físicas se le debe de tener un riesgo, sin embargo si estas propiedades son conocidas el producto se puede manejar confiablemente.

Nombre químico : Estireno, Vinilbenceno, Fenil  
etileno, Styrol, Cinnamene.

Nombre común : Monómero de estireno.

Fórmula :  $C_6H_5CH=CH_2$   
 Peso molecular : 104.4  
 Grado : Comercial  
 Concentración : 99 % mínimo.

PROPIEDADES DEL MONOMERO DE ESTIRENO

3.1.1.1.- PROPIEDADES FISICAS :

PROPIEDAD	VALOR
Punto de ebullición (a 101.3 Kpa=1atm), °C	145
Punto de congelación, °C	-30.63
Color	Incoloro
Estado físico	Líqu. a temperatura ambiente.
Presión de vapor, Kpa, ec. Antoine :	
	$\log = 6.08201 - \frac{1445.58}{209.43+T}$
Presión crítica (Pc), Mpa.	3.81
Temperatura crítica (Tc), °C	369.0
Volumen crítico (Vc), cm <sup>3</sup> /g	3.55
Índice de refracción, n <sub>D</sub> <sup>20</sup>	1.5467
	0°C    20°C    60°C    100°C    140°C
Viscosidad, mpa·s (=cp)	1.040 0.763 0.470 0.326 0.243
Tensión superficial, mn/m (=dinas/cm)	31.80 30.86 29.01 27.15 25.30
Densidad, g/cm <sup>3</sup>	0.924 0.906 0.870 0.835 ---
Calor específico (líq) a 25 °C, J/g·K	1.636 1.690 1.811 1.983 2.238
Calor específico (vap)	1.179
Calor Lat. de vap. J/g a 145 °C	354.34

Calor de combustión (gas a presión cte.) a 25 °C. KJ/mol	4262.78
Calor de formación (líq). a 25 °C KJ/mol	147.36
Calor de polimerización ,KJ/mol	74.48
Coef. cúbico de expansión, °C	
a 20 °C	$9.710 \times 10^{-4}$
a 40 °C	$9.902 \times 10^{-4}$
Solubilidad (a 25 °C),	
peso del monómero en agua	0.032
agua en el monómero	0.070
Compatibilidad con solventes :	
Acetona	infinitamente sol.
Tetracloruro de carbono	" "
Benceno	" "
Eter	" "
n-heptano	" "
Etanol	" "

Olor dulce, agradable en bajas concentraciones. La -- presencia de al-- dehídos en el mo número de estire no da un olor pe netrante, expues to al aire puede formar aldehídos o peróxidos.

### 3.1.1.2.- INDICES DE PELIGROSIDAD :

PROPIEDADES	VALOR
Punto de flash, °C	
copa abierta	38.0
copa cerrada	31.0
Temperatura de autoignición, °C	490.0
Límites de explosividad en aire, %	1.1-6.1

### 3.1.1.3.- PROPIEDADES QUIMICAS :

#### PROPIEDADES

#### VALOR

Corrosividad

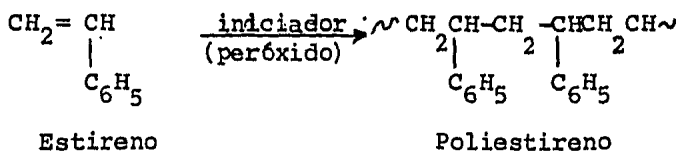
No corrosivo a la mayoría de los metales excepto, al cobre.

Reactividad.

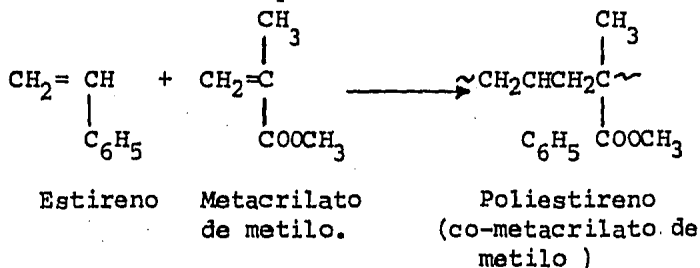
La velocidad de polimerización, incrementa vio lentamente a elevadas temperaturas y con muchos agentes comunes.

Reacciones principales :

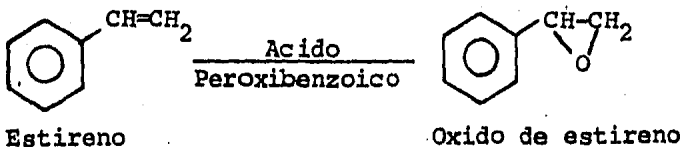
a) Formación de un polímero :



b) Formación de un copolímero :



c) Reacción de peroxidación



El monómero de estireno polimeriza rápidamente a elevadas temperaturas y lentamente a temperatura ambiente. El calor desarrollado durante la polimerización debe considerarse ya que pueden resultar serios problemas. El proceso es autocatalítico, y al aumentar la temperatura -- acelera la velocidad de polimerización.

#### 3.1.1.4.- PROPIEDADES TOXICOLÓGICAS :

1.- El líquido y el vapor, en concentraciones suficientes, son irritantes a los ojos y tracto respiratorio. En altas concentraciones tiene un poder anestésico.

La exposición prolongada a concentraciones altas de vapor, es capaz de producir efectos sistémicos; la concentración máxima que se permite son 200 ppm., por volumen en aire expuestos durante 8 hrs., una concentración de --- 10,000 ppm. puede ser fatal en 30 ó 60 minutos.

2.- PELIGROS AL FUEGO Y EXPLOSION : El monómero de estireno, es flamable y con aire forma mezclas explosivas. La flama abierta, un punto de calor local, fricción, electricidad estática, y otras fuentes de ignición, debe-

rán ser evitadas cuando se está trabajando con el material.

3.1.2.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIDAS RECOMENDADAS PARA SU CONTROL. :

3.1.2.1.- INHALACION : Umbral de peligrosidad 50 ppm.

No deben esperarse serios resultados de la inhalación de monómero de estireno en las concentraciones, - que pueden ser toleradas por el trabajador. Es un irritante moderado del sistema respiratorio. Los trabajadores expuestos a concentraciones menores de 500 ppm, desarrollan una irritación de la nariz, de la garganta y de los pulmones, acompañada en algunos casos de tos. Una exposición a esta concentración debe servir de advertencia para evitar una exposición excesiva al estireno. En atmósferas que contienen menos de 500 ppm de vapores de estireno y no menos del 16 % de oxígeno, se puede llevar una máscara de gases tipo canister contra vapores orgánicos. En concentraciones altas, debe darse preferencia a un aparato de respiración con tanque de aire.

3.1.2.2.- CONTACTO CON LA PIEL :

Un contacto repetido de la piel con ME puede llevar al desarrollo de una piel áspera, seca y agrietada ( - dermatitis ), porque se disuelven los aceites naturales de la piel.

#### 3.1.2.3.- CONTACTO CON LOS OJOS :

El monómero de estireno es un irritante moderado de los ojos.

#### 3.1.2.4.- INGESTION :

Efectos desconocidos.

#### 3.1.3.- INFORMACION MEDICA :

Si un trabajador es vencido por un envenenamiento agudo de ME, debe ser llevado inmediatamente al aire -- fresco. Si la respiración ha cesado, inicie la respiración artificial. Generalmente, el oxígeno disminuye la tos, siempre que haya el aparato y la persona capacitada para aplicarlo. Debe llamarse al médico para que lo atienda.

Si hay contacto con la piel, las superficies afectadas deben ser lavadas cuidadosamente con agua y jabón.

Si hay contacto con los ojos, éstos deben ser irrigados con cantidades abundantes de agua fresca durante 15

minutos.

Si el monómero de estireno es ingerido, se recomienda un vómito de agua tibia salada o enjabonada.

#### 3.1.4.- RIESGOS DE MANEJO :

Para los riesgos de manejo del estireno consulte los referentes al manejo de benceno.

El monómero de estireno puede experimentar polimerización que, si llega a ser rápida e incontrolada, puede ser peligrosa. El estireno no polimeriza lentamente a la temperatura normal ambiente, pero rápidamente a altas temperaturas. El proceso de polimerización despidе calor. Si el calor no puede ser disipado, sube la temperatura del estireno, aumentando la velocidad de polimerización y la liberación de calor. La temperatura puede elevarse hasta que la reacción adquiere una velocidad muy rápida y auto-sostenida ( polimerización descontrolada ), iniciar la polimerización descontrolada, arriba de 150 °C.

En una polimerización incontrolable, el calor emitido puede ser tan alto, que puede causar la rotura de un tanque o un derrame importante. Si la temperatura u otros



factores muestran que hay una polimerización rápida, el estireno debe ser enfriado rápidamente con un chorro de agua sobre el tanque o por circulación a través de equipo enfriador. Debe agregarse TBC y mezclarse bien. La dilución del estireno con EB o tolueno también corta una polimerización descontrolada.

La polimerización en almacenamiento puede evitarse cuidando estrechamente la temperatura del estireno, el nivel del inhibidor y el contenido de oxígeno. Las magnitudes de estas variables deben ser chequeadas en forma rutinaria. La operación de bombas (con estireno), contra las válvulas de descarga cerradas debe ser evitada por el calor, que se genera. Las conexiones de venteo, los medidores y los dispositivos de relevo deben ser chequeados frecuentemente para asegurarse de que no están obstruidos con polímero.

### 3.2.- Etilbenceno

#### 3.2.1.- PROPIEDADES :

Sinónimo : Fenil etano

Peso molecular : 106

PROPIEDADES DEL ETIL-BENCENO

3.2.1.1.- PROPIEDADES FISICAS :

PROPIEDAD	VALOR
Punto de ebullición, °C	136.87
Estado físico	Líquido más denso que el aire.
Color	Incoloro
Olor	Aromático
Punto de fusión a -97.5 °C, (°C)	-94.0
Gravedad específica a 20 °C, (°C)	0.867
Viscosidad, a 25 °C (cp)	0.64
Peso/Galón a 25 °C (lb)	7.21
Calor específico (Cal/gmol °C)	0.41
Solubilidad	Soluble en alcohol, benceno, tetracloruro de carbono, eter y - poco soluble en agua.

3.2.1.2.- INDICES DE PELIGROSIDAD :

Punto de flasheo ( °F )	59.0
Límites de explosividad % en aire.	1.1

3.2.1.3.- PROPIEDADES QUIMICAS :

Tendencia a la substitución iónica.

Fórmula molecular :  $C_6H_5CH_2CH_3$

### 3.2.1.4.- PROPIEDADES TOXICOLOGICAS :

Moderadamente tóxico por ingestión, inhalación y absorción por la piel, irritante a la piel y los ojos.

Tolerancia : 100 ppm. en aire.

### 3.2.2.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIDAS RECOMENDADAS PARA SU CONTROL. :

3.2.2.1.- INHALACION : Umbral de peligrosidad 100 ppm.

La exposición a altas concentraciones de EB, causa jaquecas, vómitos, pérdida del equilibrio y sensación de estar enfermo. Una concentración de 2000 ppm. causa lagrimeo e irritación de las membranas mucosas de la nariz.

Las pruebas hechas en animales y hombres a concentraciones de 400 a 2200 ppm, durante 7 a 8 horas diarias en 5 días de la semana, por un tiempo hasta de 6 meses, no mostraron ningún efecto dañino, aplicando los criterios para juzgar los daños.

En atmósferas, que contengan menos de 1000 ppm. de vapores de EB y no menos de 16 % de oxígeno, se puede usar una máscara para vapores orgánicos.

### 3.2.2.2.- CONTACTO CON LA PIEL :

La información que hay sobre el contacto de EB con la piel indica que no es un problema serio. Si se hace el contacto, sin embargo, hay que lavar inmediatamente la superficie afectada con agua y jabón. Si ha habido un contacto repetido o prolongado con la piel, se produce dermatitis por la acción deshidratante y desgrasante del EB.

### 3.2.2.3.- CONTACTO CON LOS OJOS :

El EB líquido y vaporizado es peligroso para los ojos. Se nota la irritación de los ojos con una concentración de vapores de 200 ppm.

### 3.2.3.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIDAS RECOMENDADAS PARA SU CONTROL. :

3.2.3.1.- INGESTION : No hay información disponible.

### 3.2.4.- INFORMACION MEDICA :

Si una persona ha sido vencida por los vapores de EB, debe ser alejada del área contaminada. Si ha cesado de respirar, comience inmediatamente a darle respiración arti

ficial. Llame al médico.

Si ha habido contacto de la piel con EB líquido, las superficies afectadas deben ser lavadas inmediatamente con agua y jabón.

Si el EB entra en los ojos, éstos deben irrigarse inmediatamente con agua limpia, cuando menos por 15 minutos. Llame inmediatamente al médico.

### 3.2.5.- RIESGOS DE MANEJO ;

El EB se almacena y maneja en equipo de acero, - porque no es corrosivo. Debido a su naturaleza inflamable, deben usarse herramientas a prueba de chispa donde haya vapores de EB.

Los derrames de EB deben ser dispersados, lavándolos con agua. El agua evita que se formen grandes concentraciones de líquido o vapor, reduciendo así los peligros potenciales de incendio y explosión. Los vapores de EB son más pesados que el aire y se acumulan en lugares bajos como los drenajes. Estos pueden ser limpiados , lavándolos con agua. Cualquier recipiente que haya contenido EB, debe ser limpiados y probado por el departamento de -

seguridad antes de que se le pueda hacer un trabajo de mantenimiento.

Todo el equipo que maneja EB tiene que estar debidamente conectado a tierra y todas las entradas a los tanque deben estar situadas abajo del nivel del líquido para protegerlos contra la electricidad estática.

El EB es inflamable y explosivo. Para extinguir un incendio de EB, use compuestos químicos secos, espuma o una niebla de agua.

### 3.3.- Agua :

#### 3.3.1.- PROPIEDADES :

Peso molecular : 18

Fórmula :  $H_2O$

#### 3.3.1.1.- PROPIEDADES FISICAS :

PROPIEDAD	VALOR
Punto de ebullición, (°C) a 1 atm.	100
Punto de congelación (°C) a 1 atm.	0.0
Color	Incoloro
Olor	Inodoro
Sabor	Insaboro

Calor específico , (Cal/g. °C)  
Densidad

1

Su máxima densidad la tiene a los 4 °C (la densidad del agua a esta temperatura se toma como término de comparación para la densidad de los sólidos y líquidos). A partir de esa temperatura aumenta su volumen, tanto al calentarse como al enfriarse. Es mala conductora del calor y la electricidad.

### 3.3.1.2.- PROPIEDADES QUIMICAS :

El agua está formada por dos átomos de hidrógeno y uno de oxígeno, es muy estable al calor. Se descompone por la acción de los metales o de una corriente eléctrica cuando tiene disuelto un electrolito.

### 3.4.- Benceno :

#### 3.4.1.- PROPIEDADES :

Peso molecular : 78

Formula :  $C_6H_6$

### 3.4.1.1.- PROPIEDADES FISICAS :

Estado físico	Líquido no polar con naturaleza altamente refractiva.
Color	Incoloro-amarillento
Olor	Aromático
Pto de ebullición, °C	80.1
Pto. de fusión , °C	5.5
Gravedad específica a 20/4°C	0.8790
Peso/Galón (lb)	7.32
Índice de refracción	1.50110
Tensión superficial (dinas/cm)	29.0
Solubilidades :	Miscible con alcohol, éter, acetona, tetracloruro de carbono, ácido acético, ligeramente soluble en agua.

### 3.4.1.2.- PROPIEDADES QUIMICAS :

- Tendencia a la substitución iónica
- Fórmula molecular  $C_6H_6$
- Sólo da un producto de monosubstitución.
- Estructura cíclica
- Da tres productos de disubstitución (isómeros)
- Da reacciones de substitución y no de adición entre ellas :

- a) Nitración
- b) Sulfonación
- c) Halogenación
- d) Alkilación de Friedel-Crafts
- e) Acilación de Friedel-Crafts

- Todos los enlaces C-C, son iguales y de una longitud intermedia entre uniones simples y dobles.
- Es una molécula plana, con todos los hidrógenos ubicados en el mismo plano.
- Sus reacciones típicas, son aquellas en las que



el anillo sirve de fuente electrónica para reactivos electrofílicos ( ácidos ).

### 3.4.1.3.- PROPIEDADES TOXICOLÓGICAS :

Tolerancia : 25 ppm. en aire

Sus vapores se queman con gran producción de humo . Tóxico por ingestión, inhalación, absorción por la piel.

### 3.4.1.4.- INDICES DE PELIGROSIDAD :

Inflamable	
Punto de flasheo ( °C )	
copa cerrada	-11.11
temperatura de autoignición	
( °C )	562.22
límite de explosividad a 8 %	
volumen de aire	1.5

### 3.4.2.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIOS RECOMENDADOS PARA CONTROLARLOS :

3.4.2.1.- INHALACION : Umbral de peligrosidad está fijado en 25 ppm, pero se está revisando actualmente, y quedará posiblemente en 1ppm.

Un envenenamiento serio con benceno resulta cuando se inhalan concentraciones altas de vapores (arriba de 300 ppm. ). Los efectos de aspirar un aire cargado de benceno aparecen rápidamente. La víctima se aturde, le falta respiración si está excitada y, si no se le aleja inmedia-

el anillo sirve de fuente electrónica para reactivos electrofílicos ( ácidos ).

### 3.4.1.3.- PROPIEDADES TOXICOLÓGICAS :

Tolerancia : 25 ppm. en aire

Sus vapores se queman con gran producción de humo . Tóxico por ingestión, inhalación, absorción por la piel.

### 3.4.1.4.- INDICES DE PELIGROSIDAD :

Inflamable	
Punto de flasheo ( °C )	
copa cerrada	-11.11
temperatura de autoignición	
( °C )	562.22
límite de explosividad a 8 %	
volumen de aire	1.5

### 3.4.2.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIOS RECOMENDADOS PARA CONTROLARLOS :

3.4.2.1.- INHALACION : Umbral de peligrosidad está fijado en 25 ppm, pero se está revisando actualmente, y quedará posiblemente en 1ppm.

Un envenenamiento serio con benceno resulta cuando se inhalan concentraciones altas de vapores (arriba de 300 ppm. ). Los efectos de aspirar un aire cargado de benceno aparecen rápidamente. La víctima se aturde, le falta respiración si está excitada y, si no se le aleja inmedia-

tamente, pierde el conocimiento. En casos avanzados de intoxicación aguda, el paciente muestra confusión e histeria y, casi siempre se pone muy obstinado. Se puede necesitar ayuda para alejarlo del área contaminada e, inclusive, la coerción para evitar que se ponga violento. Una composición de cinco a diez minutos a concentraciones de 20,000 ppm. -- puede ser fatal. La exposición repetida a concentraciones de benceno superiores a 25 ppm por un período prolongado, puede dañar la médula ósea y reducir la función de formación de sangre. Han ocurrido muchas enfermedades serias y muertes asociadas con las exposiciones crónicas al benceno. Ocasionalmente, se presentan los síntomas después de haber cesado la exposición.

No se recomienda que la exposición a 100 ppm. o más se vuelva costumbre o sea permitida, aún por breve tiempo, sin el uso de medios de protección para la respiración.

Se puede usar una máscara universal contra gases, si se sabe que la atmósfera contaminada contiene cuando menos un 16 % de oxígeno y una cantidad inferior al 2 % de benceno.

#### 3.4.2.2.- CONTACTO CON LA PIEL :

El benceno es un irritante benigno de la piel. Un contacto prolongado y repetido del benceno líquido con la piel provoca pérdida de grasa, con el secado correspondiente de la piel y dermatitis. Deben usarse guantes para manejo de sustancias químicas.

#### 3.4.2.3.- CONTACTO CON LOS OJOS :

El benceno líquido y sus vapores en altas concentraciones irritan las membranas mucosas de los ojos.

#### 3.4.3.- INFORMACION MEDICA :

En caso de una exposición inusitada a altas concentraciones, lleve a la víctima al aire fresco y llame inmediatamente a un médico. Si la víctima está violenta, puede ser necesario amarrarle los brazos y las piernas. Si no respira, debe iniciarse inmediatamente la respiración artificial. El oxígeno es útil en el tratamiento de inhalaciones de benceno.

La ropa contaminada con benceno debe ser quitada al enfermo y debe lavarse su piel con agua y jabón. Si entra benceno líquido a los ojos, lávelos bien con agua, cuando

menos durante 15 minutos.

Si una persona ha ingerido benceno, debe provocársele el vómito, dándole un vaso lleno de agua tibia con sal o jabón.

En los casos de exposición crónica, es esencial que se retire al trabajador a un empleo, donde ya no esté expuesto al benceno.

#### 3.4.4.- RIESGOS DE MANEJO :

El benceno se almacena y maneja en equipo de acero o fierro fundido, porque no es corrosivo. Por chispas se incendian la mezcla de benceno y aire. Por lo tanto deben usarse herramientas a prueba de chispas donde haya vapores de benceno y evitar fuegos abiertos.

Si hay un derrame de benceno, éste debe ser dispersado con chorros de agua inmediatamente, esto impide las altas concentraciones de líquido y vapores y ayuda a reducir rápidamente cualquier peligro posible. Los vapores de benceno son más pesados que el aire y se asientan en las partes bajas, como son los drenajes, las cajas de válvulas

subterráneas, etc. Estos lugares pueden ser descontaminados lavándolos con chorros de agua. Antes de que se trabaje en un recipiente que haya contenido benceno, éste debe ser -- totalmente descontaminado y el departamento de seguridad - debe hacer una prueba para cerciorarse de que no haya ni - líquido ni vapores de benceno.

Todo el equipo que maneje benceno, debe estar conectado a tierra para protegerlo contra la electricidad estática. Las conexiones de entrada a los tanques deben colocarse abajo del nivel del líquido para evitar las cargas - estáticas. Todo el equipo eléctrico debe estar ajustado a las normas para el área.

El benceno es inflamable y forma mezclas explosivas, para extinguir un incendio de benceno, debe usarse polvo seco, espuma o niebla de agua. No use chorros de agua, - porque estos extenderían al fuego, sin apagarlo.

### 3.5.- Tolueno :

#### 3.5.1.- PROPIEDADES :

Sinónimos : Metil-benceno, Fenil-meta-  
no.

Peso molecular : 93

Fórmula :  $C_6H_5CH_3$

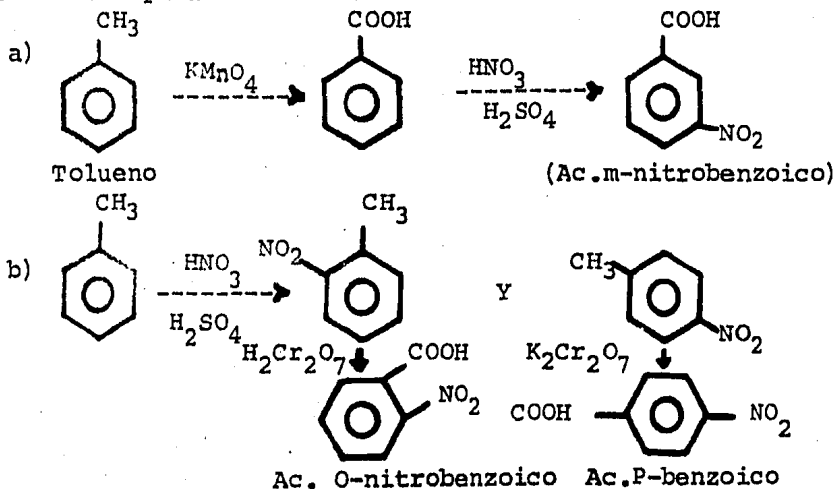
### 3.5.1.1.- PROPIEDADES FISICAS :

Estado físico	Líquido
Color	Incoloro
Olor	Similar al benceno
Punto de ebullición, °C	110.7
Punto de fusión, °C	-94.5
Gravedad específica a 20/4 °C	0.866
Indice de refracción a 20 °C	1.497
Solubilidades	Soluble en alcohol, -- benceno, y eter. Insoluble en agua.

### 3.5.1.2.- PROPIEDADES QUIMICAS :

Es más reactivo que el benceno debido al grupo  $CH_3$ , que es un grupo activante, orienta a orto y para.

Reacciones típicas del Tolueno :



3.5.1.3.- PROPIEDADES TOXICOLOGICAS :

Tóxico por ingestión, inhalación y absorción  
por piel. Tolerancia : 100 ppm. en aire.

3.5.1.4.- INDICES DE PELIGROSIDAD :

Inflamable, riesgo de incendio.  
límite de explosividad : 1.27  
% volumen en aire.  
Punto de flasheo , °C  
copa cerrada 4.44

3.5.2.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIOS RECOMENDADOS  
PARA CONTROLARLOS :

3.5.2.1.- INHALACION : Umbral de peligrosidad  
100 ppm.

La inhalación de vapores de tolueno en concentra-  
ciones altas causa jaqueca, vómitos y pérdida del equili-  
brio. Sólo rara vez se pierde el conocimiento. Una exposi-  
ción continua por mucho tiempo provoca jaquecas, mareos, -  
insomnio, irritabilidad nerviosa e incapacidad para el tra-  
bajo. El tolueno es un narcótico más poderoso y es más tó-  
xico que el benceno.

En atmósferas, que contengan menos de 1000 ppm.



de vapores de tolueno y no menos del 16 % de oxígeno, se pueden usar máscaras de tipo canister para vapores orgánicos.

#### 3.5.2.2.- CONTACTO CON LA PIEL :

El tolueno puede entrar al cuerpo por absorción a través de la piel y tiene los mismos efectos que cuando se inhalan los vapores.

El contacto repetido con la piel puede causar -- dermatitis.

Si existe el peligro de que haya contacto con la piel al manejar tolueno, deben usarse guantes para el manejo de sustancias químicas.

#### 3.5.2.3.- CONTACTO CON LOS OJOS :

Aunque en la literatura no se indique que el tolueno es muy peligroso para los ojos, si puede causar irritación y posibles daños.

Si existe el peligro de que haya contacto con los ojos, deben usarse gafas para el manejo de sustancias químicas.

#### 3.5.2.4.- INGESTION :

Se desconocen los efectos.

#### 3.5.3.- INFORMACION MEDICA :

Si un trabajador es vencido por la inhalación de vapores de tolueno, debe ser llevado inmediatamente a una atmósfera que no esté contaminada. Si la respiración ha cesado, inicie inmediatamente la respiración artificial. Por lo demás, no se necesita una terapia especial, ya que el tolueno se metaboliza rápidamente y se elimina. Debe llamarse a un médico.

Si el tolueno entra en contacto con la piel, debe quitarse toda la ropa y las superficies expuestas deben ser lavadas con agua y jabón.

Si el tolueno entra en los ojos, éstos deben ser lavados con abundantes cantidades de agua por un mínimo de 15 minutos. Haga que la persona afectada consulte a un médico inmediatamente.

Si se ingiere tolueno, use un vómito de agua tibia con sal y jabón.

### 3.5.4.- RIESGOS DE MANEJO :

Con relación a los riesgos de manejo del tolueno consulte los referentes al benceno.

### 3.6.- Gas de desecho de la deshidrogenación :

#### 3.6.1.- PROPIEDADES :

##### 3.6.1.1.- COMPOSICION :

Mezcla de gases incondensables, separados del efluente del reactor de deshidrogenación y que contienen diversas cantidades de aromáticos, dependiendo del lugar donde se lleva a cabo el proceso. Después de la purificación final, la masa-composición de diseño es la siguiente :

Dióxido de carbono	56.8 %
Hidrógeno	25.9 %
Metano	12.1 %
Etilbenceno	3.3 %
Agua	1.4 %
Benceno	0.5 %

3.6.1.2.- ASPECTO : Líquido incoloro

3.6.1.3.- PESO MOLECULAR MEDIO (en sobrecalentador ) 6.6

3.6.1.4.- DENSIDAD : 0.23 (aire= 1 )

### 3.6.2.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIOS RECOMENDADOS PARA CONTROLARLOS. :

El gas de desecho de la deshidrogenación, que - desde el punto de vista volumétrico es principalmente hidrógeno, tiene límites explosivos muy altos cuando se mezcla con aire. Se toman precauciones (detección automática de infiltraciones de aire y sistema de paro ), para evitar o reducir al mínimo la admisión de aire al proceso. Además, durante los arranques y los paros tiene que tenerse cuidado de que no se mezclen el gas de desecho y el aire. Todas las líneas que manejan el gas de desecho tienen que ser purgadas con nitrógeno u otro material para eliminar el aire antes de enviar el gas de desecho a una fuente conocida de -- ignición (sobrecalentador o flare ). Antes de encender el - flare, su cabezal de alimentación tiene que ser purgado para eliminar el aire después de un paro. Después de un paro en que pudo haber entrado aire, el sistema de deshidrogenación se vacía para quitar el aire, se purga con nitrógeno y se mide su nivel de oxígeno, antes de introducir la carga de compuestos orgánicos al sistema. Después de una operación en que se haya admitido aire al sistema de gas de -

oxígeno, antes de introducir la carga de compuestos orgánicos. Después de una operación en que se haya admitido aire al sistema de gas de desecho, antes de enviar gas de desecho al sobrecalentador, el cabezal de alimentación de este sobrecalentador se purga para eliminar el aire.

### 3.7.- Nitrógeno :

#### 3.7.1.- PROPIEDADES :

Fórmula	N <sub>2</sub>
Aspecto	Gas
Color, olor	Incoloro, inodoro
Punto de inflamación	Ninguno
Peso molecular	28.02
Punto de ebullición, (°C)	-195.8
Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	0.97
Temp. de autoignición	Ninguna
Límites explosivos de mezclas con aire.	Ninguno

#### 3.7.2.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIOS RECOMENDADOS PARA CONTROLARLOS. :

El nitrógeno es un simple asfixiante. Cuando está presente en cantidad suficiente para reducir el oxígeno disponible, el nitrógeno produce los síntomas normales de falta de oxígeno (jaquecas, falta de respiración y pereza

mental ) y la muerte, si la cantidad de oxígeno es lo suficientemente baja.

Como el nitrógeno se usa frecuentemente para purgar los recipientes de proceso y para el control de presión, todos los recipientes deben ser bien ventilados y chequeado su contenido de oxígeno antes de entrar en ellos.

### 3.7.3.- INFORMACION MEDICA :

Aleje al trabajador afectado por la exposición al nitrógeno a un lugar con aire fresco; la recuperación será generalmente, muy rápida. Si la respiración ha cesado, inicie inmediatamente la respiración artificial. La administración de oxígeno es útil en el tratamiento de inhalaciones de nitrógeno.

### 3.7.4.- RIESGOS DE MANEJO :

El nitrógeno no es corrosivo y se maneja sin problemas en equipo de acero al carbono. El mayor peligro en su manejo es su uso equivocado, al confundir el nitrógeno con el aire de planta. Todas las tuberías de nitrógeno y

sus puntos de alimentación deben estar etiquetados.

3.8.- Mezcla de productos de la deshidrogenación  
(MD.) :

3.8.1.- PROPIEDADES :

3.8.1.1.- COMPOSICION : Mezcla de compuestos -  
orgánicos condensados, producidos en el reactor de deshidro-  
genación, con una composición aproximada de :

Estireno	55 a 70 %
Etilbenceno	25 a 40 %
Tolueno	1 a 7 %
Benceno	0.5 a 5 %
Compuestos de alta	0.1 a .6 %
Temp. de ebullición.	

3.8.1.2.- ASPECTO : Líquido incoloro

3.8.2.- RIESGOS HIGIENICOS Y MEDIOS RECOMENDADOS  
SU CONTROL. :

Con relación a los riesgos higiénicos y medios  
recomendados para su control, consulte los de los principa  
les componentes de la MD., el estireno y el etilbenceno.

## CAPITULO # IV

### DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO

4.1.- Selección del proceso

4.2.- Reacciones principales y descripción general del proceso seleccionado

4.3.- Bases de diseño

4.4.- Balance de materia

4.5.- Lista de equipo principal

4.5.1.- Diagrama de bloques y de flujo del proceso.

4.6.- Requerimientos de servicios auxiliares

4.7.- Criterios generales de diseño

4.8.- Dimensionamiento de equipo y hojas de datos

A) Tanques de almacenamiento (TA-01/TA-02)

B) Precalentador de vapor (PR-01)

C) Reactor (DC-01)

D) Condensador (EA-01)

E) Tanque separador vapor-líquido-líquido de productos de reacción (TS-01)

4.9.- Filosofía de Operación.



#### IV) DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO

##### 4.1.- Selección del proceso :

El proceso de Monsanto-Lummus, tiene una considerable simplificación en el proceso, ya que sólo se trata de una deshidrogenación con condiciones de operación fácilmente controlables. Mientras que el proceso de la Carbide & Carbon Chemicals Co. es muy complejo, contando de varias etapas más.

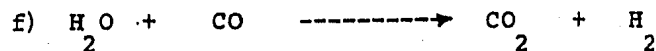
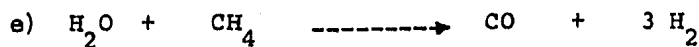
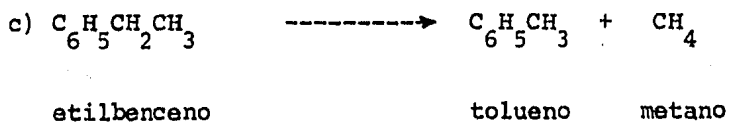
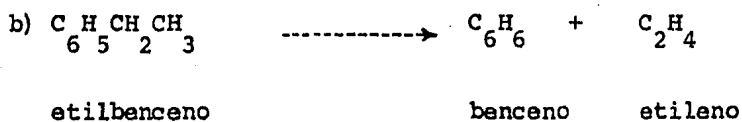
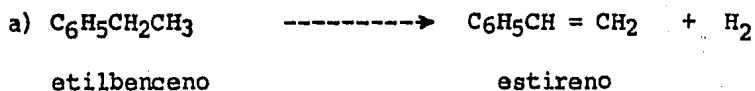
PEMEX, trabaja con el proceso de Monsanto-Lummus, debido a la facilidad de manejo; y como el objetivo, es realizar el anteproyecto de la Planta Piloto para evaluar los catalizadores usados en el proceso de obtención de estireno me basaré en el proceso que lleva a cabo PEMEX, tomando como materias primas el etilbenceno y vapor de agua.

##### 4.2.- Reacciones principales y descripción general del proceso :

El estireno, se produce del etilbenceno por eliminación de hidrógeno (deshidrogenación) del grupo etílico, que constituye la cadena lateral del etilbenceno. La reac-

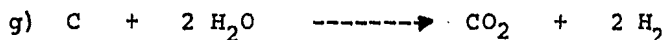
ción de deshidrogenación, es una reacción endotérmica. Además del estireno, por las condiciones de operación que causan la deshidrogenación del etilbenceno, se pueden producir otras reacciones que dan tolueno o benceno como producto.

Las reacciones involucradas son :



La mayor parte del etileno continúa reaccionando para producir metano y dióxido de carbono.

Reacción secundaria : Para eliminar el carbón depositado en el catalizador.



Generalmente, la conversión en la reacción de deshidrogenación del EB, se refiere a la cantidad de EB que reacciona para formar otros productos por unidad de carga. La selectividad es la cantidad de un producto que se forma en relación con la cantidad de EB reaccionado; esto es :

$$\text{Conversión} = \frac{\text{EB (alimentado)} - \text{EB (no reacc.)}}{\text{EB (alimentado)}}$$

$$\text{Selectividad} = \frac{\text{ES (ppto.)} - \text{ES (alimentado)}}{\text{EB (alim.)} - \text{EB (no reacc.)}}$$

$$= \frac{\text{Rendimiento}}{\text{Conversión}}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{\text{ES (ppto.)} - \text{ES (alim.)}}{\text{EB (alim.)}}$$

Donde : ES = Estireno.  
EB = Etilbenceno.

La meta de la reacción de deshidrogenación es tener una alta conversión del EB con una selectividad muy alta para el estireno y bajas selectividades para el tolueno, benceno, CO y CO<sub>2</sub>. Puede hacerse que el etilbenceno reaccione para formar estireno, calentándolo a una alta temperatura en ausencia de vapor o catalizador, sin embargo la conversión del EB es baja y las selectividades para el benceno, el tolueno y otros productos indeseables son muy altas.

El uso de un catalizador, mejora la conversión del EB y eleva también la selectividad para el estireno (formación disminuída de sub-productos). Como se forman 2 moles de producto por cada mol reaccionado de EB, la formación de estireno mejora aún más, reduciendo la presión parcial del sistema de reactantes, desplazando así el equilibrio hacia la derecha. La presión parcial se reduce, operando la reacción a una presión inferior a la atmosférica y usando vapor para diluir los gases orgánicos.

El vapor tiene además otros fines. Sirve como -- fuente de calor para la reacción del EB ( que absorbe calor) y, por medio de la reacción del gas pobre (gas de agua) elimina los depósitos de carbón de la superficie del cata-

lizador.

Una parte del vapor, reacciona también con el carbono de los vapores orgánicos, formando  $\text{CO}_2$  y otros subproductos.

El catalizador usado en el reactor de deshidrogenación, es de tipo másico constituido fundamentalmente por óxidos ferroso-férricos, carbonatos y cromatos de potasio.

#### 4.2.1.- DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO :

El proceso consta de cuatro etapas:

- 1.- Etapa de alimentación
- 2.- Etapa de reacción
- 3.- Etapa de condensación
- 4.- Etapa de separación

1) En la etapa de alimentación se cuenta con dos recipientes de acero inoxidable para la carga de etilbenceno y con la línea del vapor para la alimentación de éste.

2) Etapa de reacción : La reacción se lleva a cabo, en un reactor tubular de lecho fijo, el cual consta de 3 zonas : La zona de precalentamiento, la zona de reacción y la zona de compensación.

Cada zona cuenta con una resistencia independiente una de la otra, las cuales constituyen el horno del reactor.

tor para mantener la temperatura de reacción deseada.

3) En la etapa de condensación : se cuenta con un condensador de doble tubo de 2 ft. de longitud de 1 1/2 x 1 plg. IPS, en donde son condensados el vapor de H<sub>2</sub>O y los hidrocarburos condensables obtenidos durante la reacción.

4) Etapa de separación : La separación es llevada a cabo en un separador vapor-líquido-líquido, donde son separados los gases no condensables de los condensables (Hidrocarburos y agua)

#### 4.2.2.- PROCESO

El vapor saturado proveniente de la línea de vapor, es sobrecalentado hasta 540 °C, en un precalentador. Los recipientes de carga de etilbenceno, son presionados a 3 Kg/cm<sup>2</sup> (man) con nitrógeno, para dosificar el etilbenceno por medio de un sistema neumático. Esta corriente de etilbenceno es mezclada con el vapor de agua de 540 °C, dosificado también por un sistema neumático; alcanzándose una temperatura de 315 °C. La mezcla totalmente vaporizada, entra a la zona de precalentamiento del reactor y después a la zona de reacción llevándose a cabo la reacción de deshidrogenación a la presión de 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> (man), y 620 °C.

El efluente del reactor, pasa a través de un filtro y entra al condensador, disminuyéndose la temperatura hasta 50 °C, para asegurar la condensación total de los hidrocarburos y del agua.

Finalmente, la corriente de salida del condensador entra al separador el cual opera a presión atmosférica obteniendo por el domo los gases incondensables de los cuales se toma una muestra y el gas sobrante se envía al quemador; contando con un previo registro de flujo y humedad. Por el fondo se obtiene la corriente líquida, la cual incluye la fase orgánica y la acuosa.

Para cuestiones de análisis ambas fases son separadas por extracción.

Las muestras de gas y de hidrocarburos, son enviados al laboratorio de cromatografía de gases, donde se les efectúa el análisis correspondiente.

#### 4.3.- Bases de diseño :

PLANTA PILOTO PARA LA EVALUACION DE LOS CATALIZADORES USADOS EN EL PROCESO DE OBTENCION DE ESTIRENO.

LOCALIZACION : Area III de plantas piloto en el IMP.

##### 4.3.1.- GENERALIDADES :

4.3.1.1.- FUNCION DE LA PLANTA PILOTO .- Evaluar la actividad y vida útil de los catalizadores, tanto comerciales como los preparados en la División de Procesos Petroquímicos del IMP, usados en el proceso de obtención de estireno.

4.3.1.2.- TIPO DE PROCESO .- El proceso será continuo, llevándose a cabo una reacción de deshidrogenación. Para la evaluación del catalizador; se le dará tres días de estabilización y siete de experimentación, considerando los balances totales por turno de ocho horas.

##### 4.3.2.- CAPACIDAD, RENDIMIENTO, FLEXIBILIDAD :

4.3.2.1.- FACTOR DE SERVICIO .- 1.0

4.3.2.2.- CAPACIDAD Y RENDIMIENTO :



	g/hr de ES producido	Rendimiento de ES. %
a) DISEÑO	22.00	45.0
b) NORMAL	20.00	41.0
c) MINIMO	17.96	36.8

4.3.2.3.- FLEXIBILIDAD .- La planta no deberá de seguir operando bajo las siguientes condiciones anormales :

- a) A falla de energía eléctrica, debido a los problemas que se presentan.
- b) A falla de vapor, ya que el vapor es indispensable en el proceso.
- c) A falla de aire, porque ocasiona un descontrol en los instrumentos de medición.

4.3.2.4.-¿ SE REQUIERE AUMENTOS DE CAPACIDAD EN FUTURAS AMPLIACIONES ? :

No, ya que sólo se trata de una planta piloto cuya función es evaluar catalizadores.

4.3.3.- ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES DE PROCESO :

	Etilbenceno	Vapor de Agua
Composición :	97.6 %	100 %
Impurezas :	Benceno = 2.195 %	----
	Tolueno = 0.204 %	----
Flujo :	57.0 ml/hr.	113.0 ml/hr

#### 4.3.4.- ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS :

##### DESCARGA LIQUIDA

Productos	Composición % peso	flujo g/hr
Estireno	44.230	22.000
Benceno	1.163	0.578
Tolueno	0.657	0.327
Etil-benceno	53.950	26.840
Agua	100.000	103.950

##### DESCARGA GASEOSA

Hidrógeno	65.000	5.553
Etileno	3.000	0.256
Dióxido de C.	17.440	1.490
Monóxido de C.	14.560	1.244

#### 4.3.5.- ALIMENTACIONES A LA PLANTA :

##### 4.3.5.1.- CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN LIMITE DE BATERIA

Alimentación	Estado físico	Presión Abs. Kg/ cm <sup>2</sup>	Temp. °C	Forma de recibo.
Etilbenceno	líquido	1.0	25	Tambores de 2x10 <sup>5</sup> ml.
Vap. de agua	Gas	1.0	100.00	Tubería

4.3.5.2.- DEFINIR LOS ELEMENTOS DE SEGURIDAD QUE PROTEGEN A LAS LINEAS DE ALIMENTACION.

\_ Para la línea del vapor, se le debe de proteger con un buen aislante para evitar las pérdidas de calor por radiación.

\_ El equipo que maneja el etilbenceno, tiene que estar debidamente conectado a tierra y todas las entradas a los tanques deben estar situados abajo del nivel del líquido, para protegerlos contra la electricidad estática. Deben usarse herramientas a prueba de chispas debido a su naturaleza inflamable.

4.3.6.- CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITES DE BATERIA.

Producto	Estado físico	Presión Abs. Kg/cm <sup>2</sup>	Temperatura ° C	Forma entrega
Agua	Líquido	1.0	25	*

Estireno	Líquido	l	25	*
Benceno	"	"	25	*
Tolueno	"	"	25	*
Etilbenceno	"	"	25	*
Hidrógeno	Gas	"	25	**
Etileno	"	"	25	**
Dióx. de C.	"	"	25	**
Monóx. de C.	"	"	25	**

\* Como mezcla es frascos de vidrio

\*\* Red de desfogue

#### 4.3.7.- SERVICIOS AUXILIARES :

##### 4.3.7.1.- AGUA DE ENFRIAMIENTO :

Fuente de suministro : Red de agua de servicios del IMP

Presión de entrada en L.B. : 7 Kg/cm<sup>2</sup>

Temperatura de entrada en L.B. : 25 °C

##### 4.3.7.2.- ENERGIA ELECTRICA :

Fuente de suministro : Comisión Federal de electricidad

Interrupciones : FRECUENCIA : 2 veces/año

Tensión : 220 volts

No. de fases : 3

Frecuencia : 60 Hz.

Factor de potencia : 0.85 - 1.0 (mínimo)

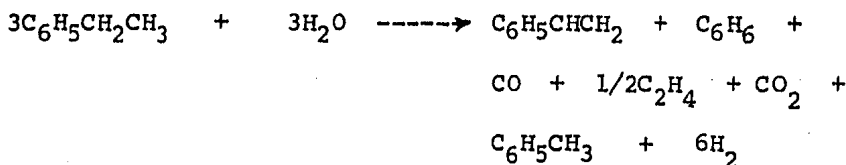
Sección de conductores : Calibre 4/0 AWG, baja tensión

Material del conductor : Cobre electrolítico

Aislamiento del conductor : Vinanel 900 6 THW.

4.4.- Balance de Materia :

REACCION TOTAL



" DATOS ":

Conversión = 45 %

Rendimiento = 45 %

Composición de la carga fresca :

	X % peso
Etilbenceno	97.600
Benceno	2.195
Tolueno	0.204

Composición de la descarga líquida :

Etilbenceno	53.950
Estireno	44.230
Benceno	1.163
Tolueno	0.657

Composición de la descarga ( Gases incondensables ):

Hidrógeno	65.000
Etileno	3.000
Dióxido de Carbono	17.440
Monóxido de Carbono	14.560

Espacio Velocidad ( WHSV ) = 0.2 - 0.5 g/hr EB/g Cat.

Relacion molar Vapor / EB = 1 - 13.5

Presión absoluta = 0.5 - 2.5 Kg/cm<sup>2</sup>

Temperatura de operación = 560 - 640 °C

Carga de catalizador = 100 g

NOTA : Los datos mostrados fueron obtenidos de la Refinería de Cd. Madero, de acuerdo a sus condiciones de Operación.

#### 4.4.1.- CALCULO DEL ESTIRENO PRODUCIDO :

EB ( alim. ) = 50 g/hr para un WHSV = 0.5

EB ( puro alim. ) = 50 x 0.976 = 48.8 g/hr

Rend. = 45 %

ES (alimentado) = 0

ES (producido) =  $\frac{\text{Rend.} \times \text{EB (puro alim.)}}{100} + \text{ES (alim.)}$

= 22.00 g/hr

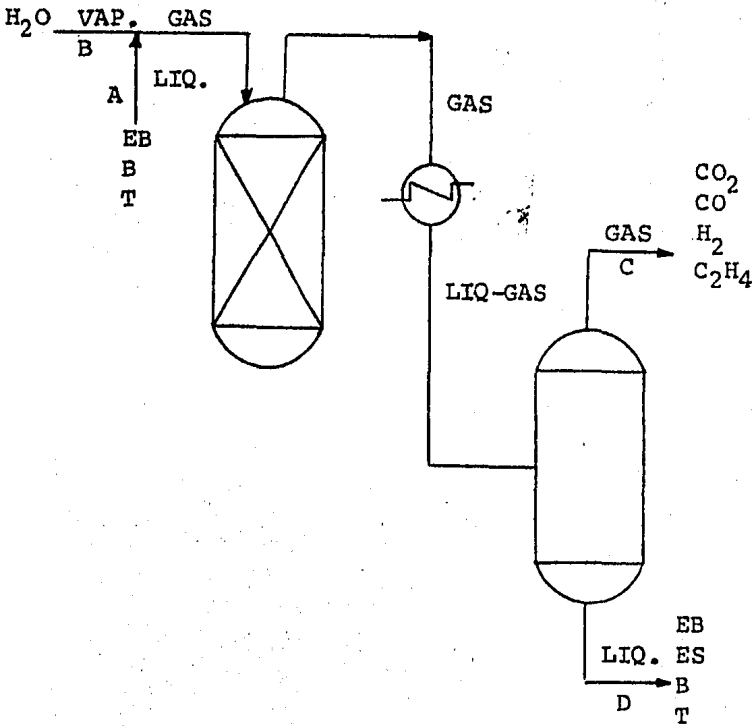
#### 4.4.2.- CALCULO DEL ETILBENCENO NO REACCIONADO :

Conv. = 45 %

$$EB \text{ (no reacc.)} = EB \text{ (puro alim.)} - \frac{\text{Conv.}}{100} \times EB \text{ (puro alim.)}$$

$$= 26.84 \text{ g/hr}$$

BALANCE DE MATERIA DE ACUERDO AL SIGUIENTE DIAGRAMA :



#### 4.4.3.- CALCULO DEL VAPOR MINIMO NECESARIO :

Por estequiometría de la reacción, la relación másica



$$\text{vapor/EB} = 0.1698$$

$$\text{WHSV} = 0.2 \text{ g/hr EB/ g Cat.}$$

$$\text{g/hr EB} = 0.2 \times 100 = 20$$

$$\text{g/hr Vap.} = 0.1698 \times 20 = 3.416$$

#### 4.4.4.- CANTIDAD DE VAPOR MAXIMA NECESARIA :

$$\text{Para una relación másica Vap/EB} = 2.3$$

$$\text{WHSV} = 0.5 \text{ g/hr EB/g cat.}$$

$$\text{g/hr EB} = 0.5 \times 100 = 50$$

$$B'(\text{g/hr Vap.}) = 2.3 \times 50 = 112.24$$

#### 4.4.5.- CALCULO DE LAS CORRIENTES :

$$4.4.5.1.- \text{BALANCE TOTAL : } A + \bar{B} = C + D \quad \text{---(1)}$$

$$4.4.5.2.- \text{BALANCE PARA EL EB. (ETILBENCENO)}$$

$$A_{EB}^A = D_{ES}^D + D_B^D + D_T^D + D_{EB}^D + C_{C_2}^C - A_B^A - A_T^A$$

$$A = D + C_{C_2}^C \quad \text{-----(2)}$$

4.4.5.3.- BALANCE PARA EL AGUA :

$$\bar{B} = Cx_{CO_2}^C + Cx_{CO}^C + Cx_{H_2}^C$$

$$\bar{B} = C( x_{CO_2}^C + x_{CO}^C + x_{H_2}^C ) \quad \text{---- ( 3 )}$$

4.4.5.4.- BALANCE PARA EL BENCENO :

$$DX_B^D = AX_B^A + \text{Benceno producido}$$

4.4.5.5.- BALANCE PARA EL TOLUENO :

$$AX_T^A = DX_T^D - \text{Tolueno producido}$$

A = 50 g/hr calculado anteriormente para un  
WHSV = 0.5

Mol/hr EB (puro alim.) = 0.4604

POR LA ESTEQUIOMETRIA DE LA REACCION :

Mol Vapor = Mol EB

Por lo tanto :  $\bar{B} = \text{g/hr Vap. Alim.} = 0.4604 \times 18$   
= 8.287

Sustituyendo datos en la ec. 3 y despejando a C se obtiene :

$$C = 8.543 \text{ g/hr (Gases incondensables)}$$

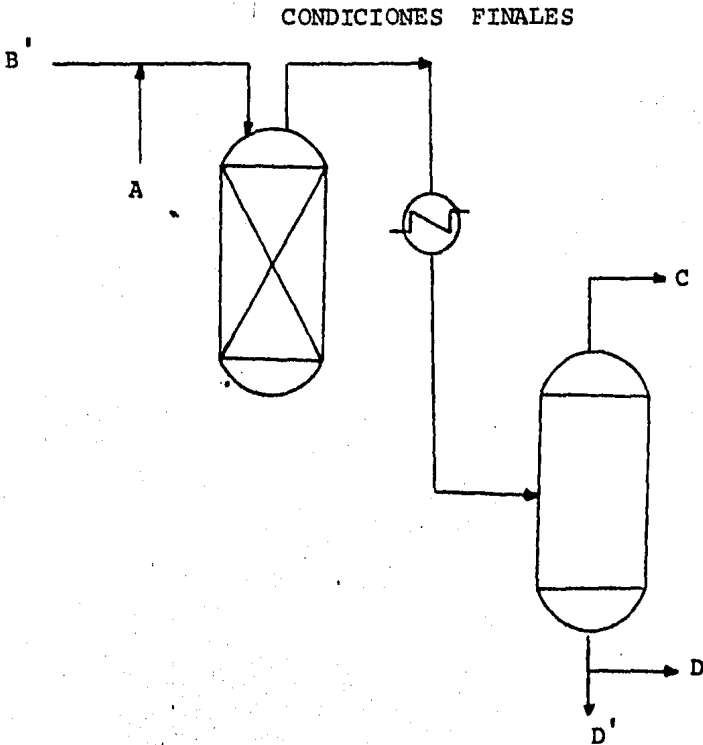
Y sustituyendo este valor en la ec. (1) :

$$D = 49.744 \text{ g/hr (Hidrocarburos líq.)}$$

4.4.6.- CALCULO DEL EXCESO DE AGUA, el cual corresponde a

la fase acuosa :  $B' = 112.24 \text{ g/hr}$  calculado anteriormente.

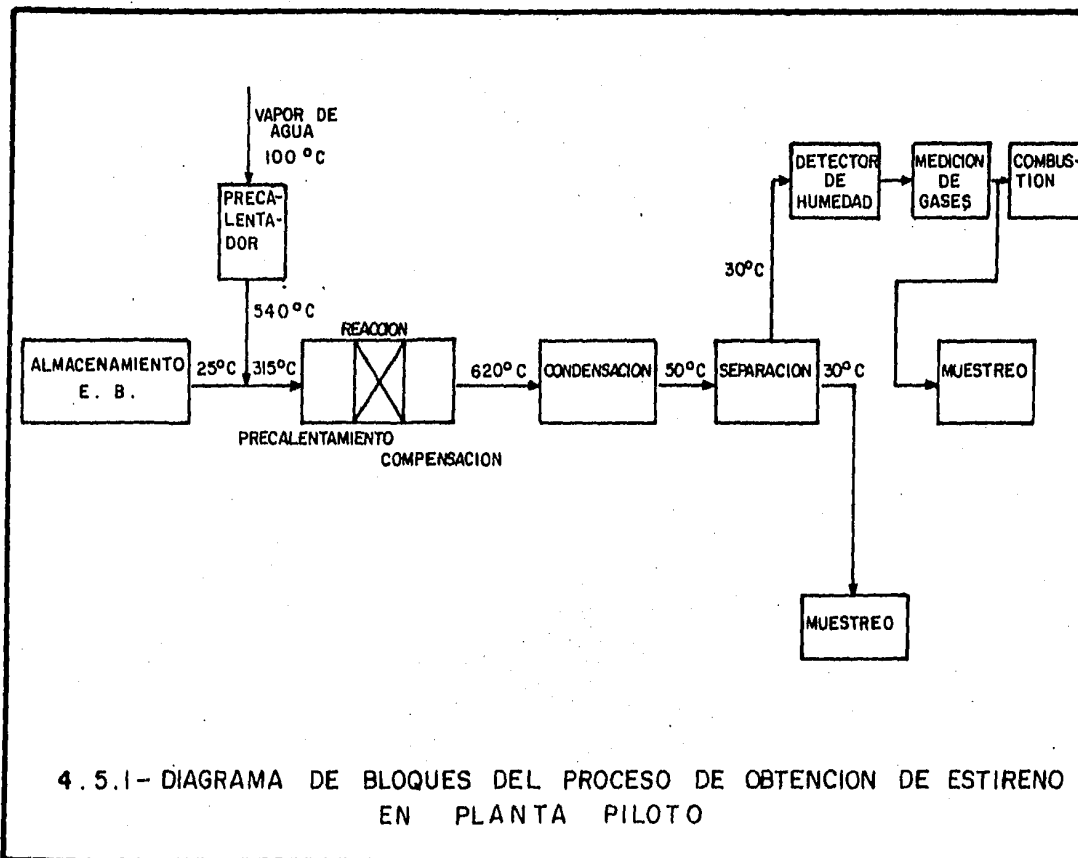
$$D' = B' - \bar{B} = 103.95 \text{ g/hr}$$

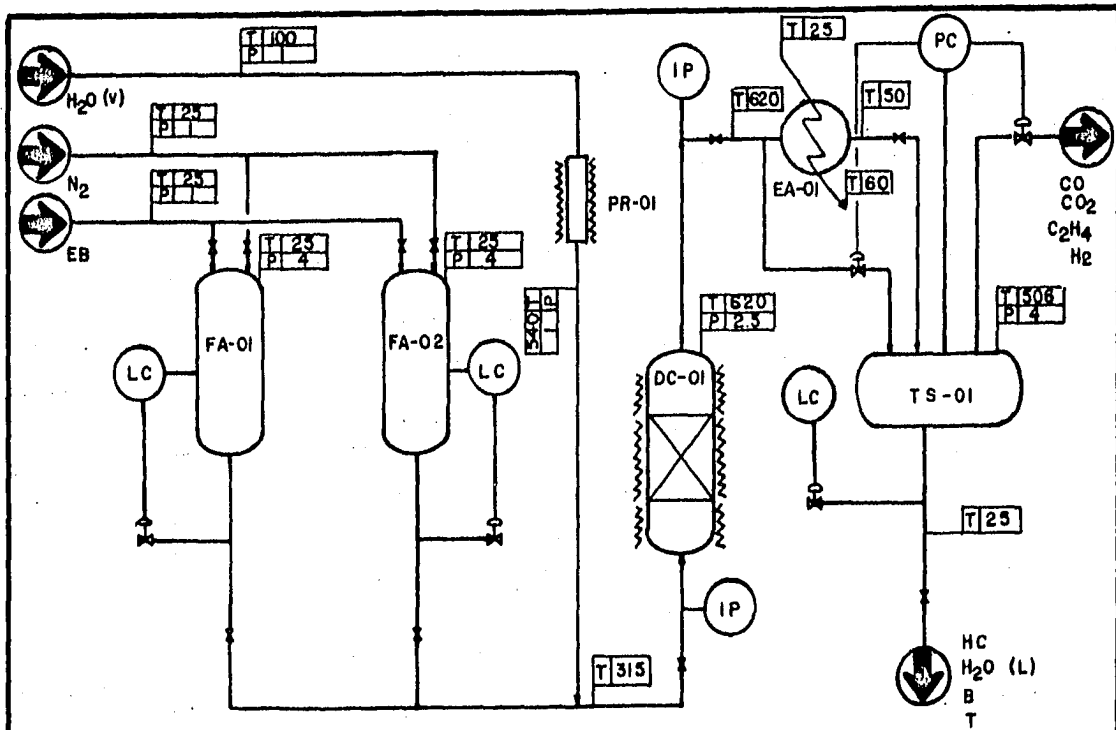


ENTRADA	g/hr	SALIDA	g/hr
EB	48.8000	EB (no reac.)	26.840
B	1.0975	B	0.578
T	0.1020	T	0.327
H <sub>2</sub> O (v)	112.2400	H <sub>2</sub> O (l)	103.950
Cat.	100.0000	Cat.	100.000
		ES	22.000
		CO	1.244
		CO <sub>2</sub>	1.490
		C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.256
		H <sub>2</sub>	5.553
TOTAL	262.239		262.239

4.5.- Lista de equipo principal :

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
TA-01/TA-02	Recipientes de carga de etilbenceno	Verticales de acero inoxidable, longitud 31.5 cm, diámetro 10.55 cm.
PR-01	Pre calentador de vapor	Horizontal de acero inoxidable cedula 80, calentado por resist. eléctrica long. 55.8 cm, diámetro 2.54 cm.
DC-01	Reactor	Tubular de lecho - fijo, acero inox. cedula 80, calentado por resist. electricas, long. 104 cm, diámetro 2.54 cm.
EA-01	Condensador	De doble tubo, longitud 61 cm., tamaño 1 1/2 x 1 " , -- diámetro nominal - 1 " .
TS-01	Separador vapor-líquido-líquido.	Horizontal de acero inoxidable, longitud 35.19 cm, diámetro 11.73 cm.





P (Kg/cm<sup>2</sup> ABS)  
T (°C)

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE OBTENCION DE ESTIRENO EN LA PLANTA PILOTO

4.6.- Requerimientos de servicios auxiliares :

A) AGUA DE ENFRIAMIENTO :

Se requiere :

Flujo : 10 lt/hr

Presión : 1 Kg/cm<sup>2</sup>

Temp. : 25 °C

B) ENERGIA ELECTRICA :

La potencia total requerida, para el calentamiento del flujo son 350 Watts y dando -- un factor de seguridad de 2.5, se necesitan 874 Watts. Considerando un voltaje de 220 volts, se requiere una intensidad de corriente de 4 amperes y una resistencia de 55.4 - Ohms.



4.7.- Criterios generales de diseño :

A) TANQUE DE ALMACENAMIENTO Y SEPARADOR :

1.- La relación longitud/diámetro ( L/D ) óptima, para los recipientes de proceso en general se recomienda utilizarla, en el siguiente rango; para obtener los mínimos costos de diseño.

$$1 \leq L/D \leq 5$$

Para presiones menores o iguales de 100 psig, se usará  $L/D = 3$

2.- Tiempos de residencia : En los tiempos de residencia se tomará en cuenta el servicio. O sea para :

	$t_r$ (min.)
- Un líquido de un tanque de balance a tanques fuera de la planta o directamente a un tanque de alimentación para otra unidad (flujo por gravedad ).	3

3.- Generalmente los separadores se diseñan en posición Horizontal.

4.- En el separador se considera la fase continua a los hidrocarburos cuando el agua se separa de ellos.

5.- La temperatura de diseño será :

Temp. op. + 15 °C

6.- La presión de diseño se considerará como :

P. op. + 2 Kg/cm<sup>2</sup>

B) REACTOR :

- 1.- Se considerará un reactor tubular de lecho fijo con un diámetro interno de 1 pulgada, de acuerdo a datos obtenidos de plantas piloto del IMP.
- 2.- El reactor se encuentra dentro de un horno eléctrico el cual consta de 3 resistencias eléctricas independientes una de otra como medio de calentamiento para cada zona del reactor (precalentamiento, reacción y compensación).
- 3.- Supongo que la única reacción es la deshidrogenación a estireno y que la operación es adiabática, es decir no hay intercambio térmico con los alrededores (aunque en

la realidad, si va haber perdidas de calor por radiación y convección, pero éstas serán compensadas, por el sobre diseño de las resistencias eléctricas, las cuales alcanzarán una temperatura hasta de 1025 °C ), y que bajo condiciones normales, la conversión de salida será de 45 % .

4.- La reacción es endotérmica (ref. 3 ), de manera que se debe suministrar calor para mantener la temperatura de reacción, ésto debe hacerse añadiendo una cantidad -- grande de vapor de agua a la alimentación como medio de balance de consumo de calor para mantener la temperatura deseada lo más estable posible. Además se protege la reacción suministrando una reserva de energía basada en el calor desprendido por las resistencias eléctricas.

C) RESISTENCIAS ELECTRICAS :

1.- De acuerdo al manual KANTHAL 1969, para hornos industriales, se deben emplear elementos con hilos de diámetro de 0.4 mm tipo DSD para temperaturas de trabajo de 20 a 1025 °C

2.- Para obtener la resistencia a la temperatura de trabajo, se debe multiplicar la resistencia a la temperatura ambiente (20 °C) por el factor  $C_t$  .

3.- Para la construcción de espirales de hilo :

Para poder disponer adecuadamente la totalidad de la longitud del hilo conductor, resulta necesario arrollar el hilo en espiral. La espiral se va arrollando paso a paso y posteriormente se estira hasta la longitud deseada.

Para esto se deben de tomar en cuenta los siguientes criterios para hilos menores de 1 mm. :

a) La relación entre el diámetro exterior de la espiral (D) y el diámetro del hilo (d), debe en lo posible tomarse entre los siguientes límites :

$$D = 4 - 10d$$

b) Se obtiene un paso (s) uniforme con facilidad si se elige :

$$s \geq 2d$$

En este caso se tomará :  $D = 10d$  y  $s = 2d$

4.- En la zona de compensación o estabilización del reactor se considerará su longitud como  $1/2 L_{zp}$ , esto es -- 26 cm ; para mantener la temperatura a 620 °C.

5.- El voltaje disponible será de 220 volts.

6.- Se cuenta con un precalentador de vapor de tamaño nominal de 1 " IPS, de acero cedula 80.

7.- El horno del reactor es cuadrado con las dimensiones -- mostradas en la figura No. 2

8.- Se considera que la temperatura de la resistencia son -- 60 °F más que la temperatura del fluido (ref. 6 )

D) CONDENSADOR Y PRECALENTADOR DE VAPOR :

- 1.- Se dispone de un condensador de doble tubo de 1 1/2 x 1 " IPS.
- 2.- Propiedades termodinámicas : Según Kern
  - 2.1.- VISCOSIDAD : Para sustancias orgánicas en agua, se usará el recíproco de la suma de los términos (fracción peso / viscosidad ) para cada componente.
    - En el caso de gases, se usará la suma de los términos viscosidad del componente puro por su fracción mol.
    - Para la mezcla líquido-gas, usar el promedio de las sumas.
  - 2.2.- CONDUCTIVIDAD TERMICA : Para soluciones líquidas orgánicas y agua, usar 0.9 veces la conductividad por peso.
    - Para gases usar la suma de los términos de conductividad del componente puro por su fracción mol.
    - En el caso de líquido-gas, usar el promedio de las sumas.

2.3.- CAPACIDAD CALORIFICA : Para mezclas líquidas, usar la suma de los términos  $C_{pi}$  por su fracción peso y para gases por su fracción mol.

3.- Se supone que la condensación ocurre en el 20 % de la longitud total del tubo.

4.- Se dispone de un intercambiador de calor de 2 ft de -- longitud total.

5.- Gravedad específica :

- Para mezclas líquidas  $\sum_{i=1}^{i=n} SG_f X_i$

- Para mezclas gaseosas  $\sum_{i=1}^{i=n} SG_f Y_i$

6.- La caída de presión permisible por el lado de los tubos será de 5 lb/in<sup>2</sup> y para el lado de la coraza de - 1 lb/in<sup>2</sup>.

#### 4.8.- Dimensionamiento de equipos y hojas de datos

##### A) TANQUES DE ALMACENAMIENTO ( TA-01 / TA-02 )

###### 1.- Cálculo del volumen requerido :

$$\begin{aligned} W &= 0.1101 \text{ Lb/hr} \\ d &= 54.18 \text{ Lb/ft}^3 \\ t &= 48.00 \text{ hr} \end{aligned}$$

$$V_T = \frac{W \times t}{d} = 9.756 \times 10^{-2} \text{ ( 2768 cm}^3 \text{ )}$$

###### 2.- Cálculo del diámetro del cuerpo :

De acuerdo a las consideraciones económicas propuestas por el Instituto Mexicano del Petróleo y siguiendo el procedimiento de Brownell, se supone una relación  $L_T / D_T$  de 3 ; y en posición vertical :

$$D_T = \left( \frac{4 \times V_T}{3 \pi} \right)^{1/3} = 0.3459 \text{ ft.} \\ \text{( 10.55 cm )}$$

$$L_T = 3 \times D_T = 1.0377 \text{ ft} \\ \text{( 31.65 cm )}$$



PLANTA : III-7  
 LOCALIZACION : AREA III DEL IMP  
 CLAVE : TA-01 / TA-02

## R E C I P I E N T E S

(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

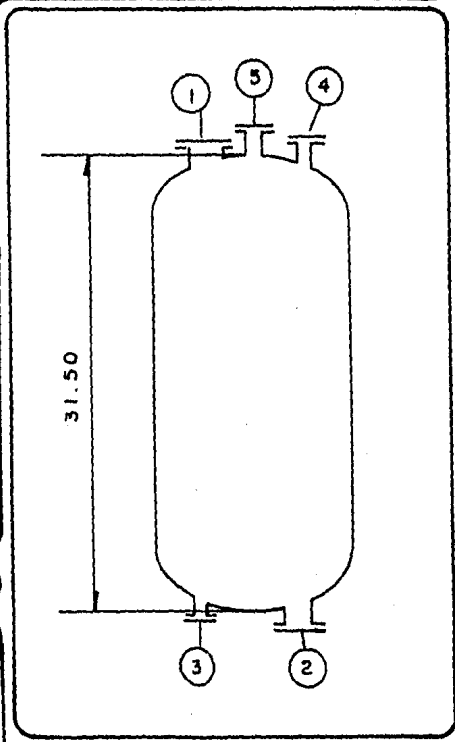
SERVICIO : TANQUE DE CARGA EB		POSICION : VERTICAL	
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO		FLUJO: 57.67 cm <sup>3</sup> /hr	$\rho = 0.867 \text{ g/cm}^3$
TEMPERATURA	OPERACION : 25 °C	DISEÑO 40 °C	
PRESION	OPERACION : 4 Kg/cm <sup>2</sup> ABS	DISEÑO 6 Kg/cm <sup>2</sup> ABS	
DIMENSIONES	LONGITUD TT. 31.50 cm DIAMETRO 10.55cm CAPAC. 2768 cm <sup>3</sup>		
MATERIAL : ACERO AL CARBON			


### BOQUILLAS

Nº	CANT.	SERVICIO	D
1	1	ENTRADA DE ETIL-BENCENO	1"
2	1	SALIDA DE ETIL-BENCENO	1"
3	1	DRENE	1/4"
4	1	VALVULA DE SEGURIDAD	1/2"
5	1	GAS DE PRESIONAMIENTO(N <sub>2</sub> )	

### NOTAS

ACOTACION : EN cm.



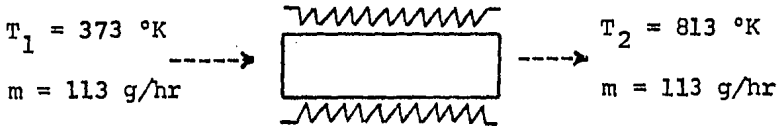
FECHA	
REVISION	

B) PRECALENTADOR DE VAPOR ( PR-01 )

1.- Balance de calor :

Vap. saturado

Vap. sobrecalentado



$$C_{P(H_2O)_V} = 8.18 - 0.72 \times 10^{-3} T + 3.63 \times 10^{-6} T^2 - 1.16 \times 10^{-9} T^3$$

$$m' = 6.278 \text{ mol/hr}$$

$$Q = m' \left( AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} \right) \Bigg|_{T_1}^{T_2} = 25405.5 \text{ Cal/hr}$$

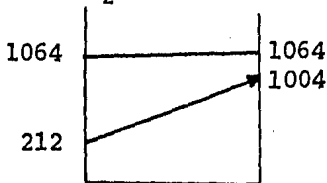
(100.811 BTU/hr)

2.- Cálculo de la temperatura media logarítmica (LMDT) :

$$T'_1 = 212 \text{ °F (100 °C)}$$

$$T'_2 = 1004 \text{ °F (540 °C)}$$

$$t' = T'_2 + 60 \text{ °F} = 1064 \text{ °F}$$



Perfil de temperaturas.

$$\Delta t_1 = 852$$

$$\Delta t_2 = 60$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 792$$

$$(\text{LMDT}) \Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} = 298.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3.- Cálculo del área y longitud de transferencia de calor:

Propiedades termodinámicas (ref. 2 )

$$a \quad \bar{T} = 608 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U = 0.022 C_p \times 2.42 = 0.05324 \text{ Lb/hr ft}$$

$$C_p = 0.48 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.02884 \text{ BTU/hr ft}^2(^\circ\text{F/ft})$$

Para un tamaño nominal de 1" IPS, de la tabla 11 del

$$\text{Kern : DI} = 1.0 \text{ "} \quad \text{DE} = 1.32 \text{ "}$$

$$\bar{D} = 1/12 = 0.0833 \text{ ft (2.665 cm)}$$

$$f = 0.0335 \text{ lb/ft}^3$$

$$w = 0.2489 \text{ lb/hr}$$

$$V = \frac{4w}{\pi \bar{D}^2 f} = 1363.32 \text{ ft/hr}$$

$$\text{Re} = \frac{\bar{D} V f}{U} = 74.99$$

Para  $\text{Re} < 2100$ , usamos la ec. 6.1 (ref. 2 pag. 133)

$$h_i = 1.86 \frac{k}{D} \left( Re \times Pr \times \frac{D}{L} \right)^{1/3} \left( \frac{U}{U_w} \right)^{0.14}$$

$$\left( \frac{U}{U_w} \right)^{0.14} = 1 \text{ para vapor de agua.}$$

$$Pr = \frac{c_p U}{k} = 0.8861$$

Suponiendo una  $L = L_p = 55.9 \text{ cm}$  ( 1.834 ft) se determina :

$$h_i = 0.9306 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{i0} = h_i \times \frac{DI}{DE} = 0.7050 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_t = \frac{Q}{h_{i0} \times \Delta t} = 0.4790 \text{ ft}^2$$

$$L_p = \frac{A_t}{\pi D} = 1.830 \text{ ft} \text{ (55.8 cm)}$$

4.- Cálculo de la potencia y longitud de la resistencia re querida :

Por los criterios mencionados anteriormente, se determinan los siguientes valores para un diámetro de hilo de 0.4 mm para temperaturas de 1025 °C ( ref. 18)

$$\Omega / \text{m} \text{ (20 } ^\circ\text{C)} \quad 10.74$$

$$\text{cm}^2 / \text{m} \quad 12.57$$

m/Kg	1098
g/m	0.911
$\Omega$ /Kg (20 °C)	11790
cm <sup>2</sup> / $\Omega$ (20 °C)	1.170
C <sub>t</sub> (620 °C)	1.047

$$Q = 100.811 \text{ BTU/hr}$$

$$P_o = Q \times 0.2931 = 29.55 \text{ Watts}$$

$$E = 220 \text{ Volts}$$

$$R_t = \frac{E^2}{P_o} = 1638 \Omega$$

$$R_{20} = \frac{R_t}{C_t} = 1564.47 \Omega$$

$$L_t = \frac{R_{20}}{\Omega/m (20 \text{ °C})} = 145.67 \text{ m}$$

5.- Construcción de la espira :

$$d = 0.4 \text{ mm}$$

$$D = 10d = 4 \text{ mm}$$

$$s = 2d = 0.8 \text{ mm}$$

$$C = \pi D = 12.566$$

$$\bar{d} = d + s = 1.2 \text{ mm}$$

$$L_{pce} = C + s = 13.366 \text{ mm}$$

$$L_p' = 558.0 \text{ mm}$$

$$\text{No. de espiras (N)} = \frac{L_p'}{d} = 465$$

$$L_{pcv} = N \times L_{pce} = 6215.19$$

$$\text{No. de vueltas (N}_v) = \frac{L_t}{L_{pcv}} = 24$$

PLANTA III - 7  
 LOCALIZACION : AREA III DEL IMP  
 CLAVE : PR - 01

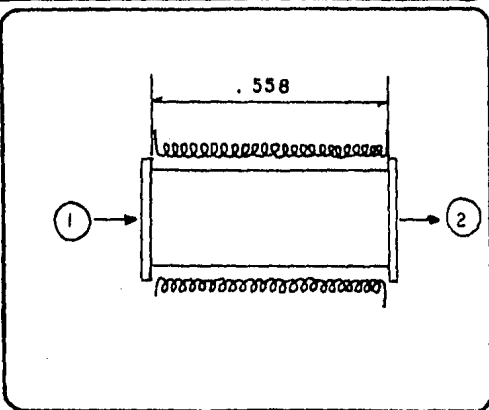
PRECALENTADOR DE VAPOR  
 (HOJA DE DATOS)

		TUBO INTERNO		TUBO EXTERNO
		ENTRADA	SALIDA	
VAPOR	Kg / hr.			
TEMPERATURA	°C	100	540	
PRESION ABS	Kg / cm <sup>2</sup>	1	1	
CALOR ESPECIFICO	K.cal / Kg °C	0.450	0.516	
VISCOSIDAD	CP	0.013	0.029	
DENSIDAD	Kg / cm <sup>3</sup>			
CONDUCTOR TERMICO	K.cal / hr. m. °C	0.0238	0.0588	
RESIST. ELECTRICA	Ω			1638
VOLTAJE	VOLTS			220
POTENCIA	WATTS			29.55
INTENSIDAD DE CORR.	AMPER			0.1343
TEMPERATURA	°C			573
CALOR INTERCAMBIADO, K.cal/hr.		25.40	LMDT (°C)	148
COEF. TRANSF. CALOR (hl), K.cal/hr. m <sup>2</sup> °C		4.544		
LONG. CONDUCTOR TERMICO (m)		146	Nº VUELTAS	24 ARREGLO: ESPIRAL

LONG. PRECAL, m 0.558  
 DIAM. PRECAL, m 0.0254

BOQUILLAS

Nº	CANT.	SERVICIO	D
1	1	ENTRADA DE VAPOR	1"
2	1	SALIDA DE VAPOR	1"
3	1		



NOTAS

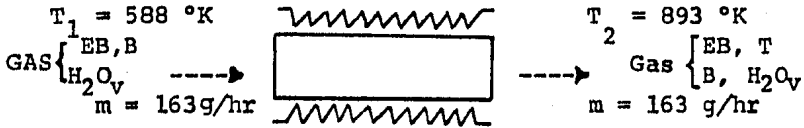
ACOTACION EN m.

FECHA  
 REVISION

C) REACTOR ( DC-01 )

I) ZONA DE PRECALENTAMIENTO :

1.- Balance de calor :



$$Q = m' \left( AT' + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} \right) \Big|_{T_1}^{T_2}$$

Las constantes A, B, C, y D son tomadas por la ref. 7 y son mostradas en el anexo 6.9 (zona de desobrecalentamiento en el condensador ).

Resolviendo la ec. anterior para cada elemento se obtienen los siguientes resultados :

Compuesto	m' (mol/hr)	Q (Cal/hr)
Etilbenceno	0.460370	8,989.195
Benceno	0.014070	195.066
Tolueno	0.001108	18.062
Agua (vap)	6.235600	17,448.850



$$Q' = 26,650.85 \text{ Cal/hr}$$

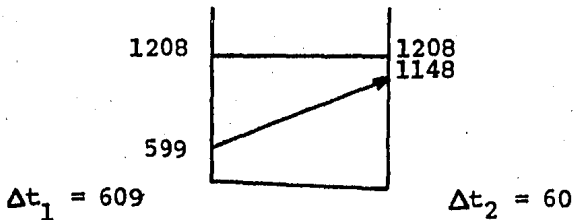
$$Q = 105.76 \text{ BTU/hr}$$

2.- Cálculo del LMDT :

$$T_1' = 599 \text{ }^\circ\text{F} \quad ( 315 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$T_2' = 1148 \text{ }^\circ\text{F} \quad ( 620 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$t' = T_2' + 60 \text{ }^\circ\text{F} = 1208 \text{ }^\circ\text{F}$$



$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 549$$

$$\text{LMDT } (\Delta t) = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} = 236.9 \text{ }^\circ\text{F}$$

3.- Cálculo del área y longitud de transferencia de calor :

Tomando los datos de los componentes puros ( ref. 2 y 7 ), y considerando los mismos criterios del condensador para el cálculo de las propiedades de la mezcla

$$a \bar{T} = 873.5 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$U_m = 0.03532 \text{ cp} \times 2.42 = 0.08547 \text{ lb/hr ft}$$

$$C_{p_m} = 0.5366 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k_m = 0.03781 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$= 0.036 \text{ lb/ft}^3$$

m

De la tabla 11 del Kern para un tamaño nominal del

tubo de 1 " IPS : DI = 1.0 " DE = 1.32 "

$$\bar{D} = 1/12 = 0.0833 \text{ ft}$$

$$w = 0.3590 \text{ lb/hr}$$

$$V = \frac{4 w}{\pi \bar{D}^2 f_m} = 1828.83 \text{ ft/hr}$$

$$Re = \frac{\bar{D} V f_m}{U_m} = 64.20$$

Para  $Re < 2100$  ec. 6.1 (ref. 2 pag. 133)

$$h_i = 1.86 \frac{k_m}{\bar{D}} \left( Re \times Pr \times \frac{\bar{D}}{L} \right)^{1/3} \left( \frac{U}{U_w} \right)^{0.14}$$

$$\left( \frac{U}{U_w} \right)^{0.14} = 1.0 \text{ Por estar en mayor proporción el vapor de agua.}$$

$$Pr = \frac{C_{p_m} U_m}{k_m} = 1.213$$

Suponiendo una  $L_{zp} = 52 \text{ cm}$  ( 1.706 ft) se determina :

$$h_i = 1.3177 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_{i0} = h_i \times \frac{DI}{DE} = 0.9983 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A_t = \frac{Q}{h_{i0} \Delta t} = 0.4472 \text{ ft}^2$$

$$L_{zp} = \frac{A_t}{\pi D} = 1.708 \text{ ft} \text{ ( 52.06 cm)}$$

4.- Cálculo de la potencia y longitud de la resistencia requerida para el calentamiento :

$$Q = 105.76 \text{ BTU/hr}$$

$$P_o = Q \times 0.2931 = 31 \text{ Watts}$$

$$E = 220 \text{ volts}$$

$$R_t = \frac{E^2}{P_o} = 1561.29 \text{ } \Omega$$

$$C_t = 1.047 \text{ a } 620 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$R_{20} = \frac{R_t}{C_t} = 1491.2 \text{ } \Omega$$

$$\text{Long. del conductor térmico } (L_t) = \frac{R_{20}}{\alpha/m (20^\circ \text{C})} = 138.84 \text{ m.}$$

5.- Construcción de la resistencia (Formación de espiras)

$$d = 0.4 \text{ mm}$$

$$D = 10d = 4. \text{ mm}$$

$$L'_{zp} = 520.06 \text{ mm}$$

$$C = \pi D = 12.566 \text{ mm}$$

$$\bar{d} = d + s = 1.2 \text{ mm}$$

$$L_{pce} = C + s = 13.366 \text{ mm}$$

$$N = \frac{L'_{zp}}{\bar{d}} = 433$$

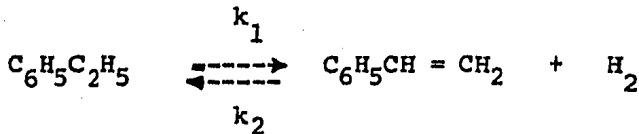
$$L_{pcv} = N \times L_{pce} = 5791.93 \text{ mm}$$

$$N_v = \frac{L'_t}{L_{pcv}} = 24$$

II) ZONA DE REACCION :

1.- Cálculo de la altura del lecho catalítico :

Wenner y Dybdal, estudiaron experimentalmente la deshidrogenación catalítica del etilbenceno y encontraron que con cierto catalizador la velocidad puede representarse por la siguiente reacción :



Ecuación de velocidad :

$$r_p = k_1 ( p_{EB} - 1/K \times p_{ES} p_{H_2} )$$

Las constantes de velocidad específica de reacción y de equilibrio son :

$k = 12,600 e^{\frac{-19800}{T}}$	T (°R)	K
	1212	$1.73 \times 10^{-3}$
	1392	$2.50 \times 10^{-2}$
	1572	$2.30 \times 10^{-1}$
	1752	1.40

\* Ambas constantes determinadas experimentalmente por

Wenner y Dybdal<sup>12</sup> \*

Se desea producir 528 g/día de estireno, utilizando un tubo de 1 plg. de diámetro interno, empacado con granulos catalíticos.

La velocidad de alimentación para el reactor es:

$$F = 0.1075 \text{ Lb/hr de etilbenceno}$$

$$\frac{F}{M} = 0.001014 \text{ Lb mol/hr}$$

$$m = 0.2472 \text{ Lb/hr}$$

$$\frac{m}{M'} = 0.1373 \text{ Lb mol/hr de H}_2\text{O (v)}$$

Condiciones de operación : Tomadas de la refinería de Cd. Madero.

$$P = 21.32 \text{ Lb/in}^2 \text{ ( 1.45 atm )}$$

$$T' = 1608 \text{ }^\circ\text{R ( 620 }^\circ\text{C )}$$

$$\frac{d}{b} = 80 \text{ Lb/ft}^3$$

$\Delta H = 60000 \text{ BTU/lbmol.}$  Tomada de la literatura por la referencia 3

$$t = 530 \text{ }^\circ\text{R}$$

Balance de energía :

Como la operación es adiabática :

$$\frac{F}{M} (-\Delta H) dx = F_t C_p dT \quad \text{----- (1)}$$

ec. 5.4 del Smith.  
 "FLUJO TAPON"

Puesto que se cuenta con gran exceso de vapor, será satisfactorio emplear  $C_p \Big|_{315 \text{ } ^\circ\text{C}}^{\text{Vap.}}$  = 0.49 BTU/Lb  $^\circ\text{F}$ , obtenido de las tablas del Perry. Por lo tanto :

$$F_t = 0.3547 \text{ Lb/hr}$$

$$F_t C_p = 0.1738 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F}$$

Sustituyendo los datos en la ec. (1)

$$0.001014 ( -60,000 ) dx = 0.1738 dT$$

$$\int_{T'}^{T_1} dT = -350.06 \int_0^x dx$$

Integrando :

$$T_1 - T' = -350.06 x$$

$$T_1 - 1608 = -350.06 x \quad \text{-----(2)}$$

Balance de materia :

$$r dW_p = F dx$$

ec. 12.2 del Smith.  
 "FLUJO TAPON"

$$dz = \frac{F/M}{r_p d_b A_c} \quad \text{-----} \quad (3)$$

$$D = 1 \text{ in} \quad (0.0833 \text{ ft})$$

$$A_c = \frac{\pi D^2}{4} = 0.00545 \text{ ft}^2$$

Sustituyendo los datos en dz se obtiene :

$$dz = \frac{0.002326}{r_p} dx \quad \text{-----} \quad (4)$$

Las presiones parciales pueden expresarse en --  
términos de la conversión, en la siguiente forma. A cual-  
quier conversión x, las moles de cada componente son :

Vapor de agua	=	13.56
Etilbenceno	=	1 - x
Estireno	=	x
Hidrógeno	=	x
Total	=	14.56 + x

Por lo que :

$$P_{EB} = \frac{1 - x}{14.56 + x} (1.45)$$



$$P_{ES} = P_{H_2} = \frac{x}{14.56 + x} (1.45)$$

Entonces la ecuación de velocidad se transforma en :

$$r_p = k_1 \left( \frac{1-x}{14.56+x} (1.45) - \frac{1}{K} \left( \frac{x}{14.56+x} (1.45)^2 \right) \right)$$

$$r_p = \frac{1.45}{14.56+x} k_1 \left( (1-x) - \frac{1.45}{K} \left( \frac{x^2}{14.56+x} \right) \right)$$

o, utilizando la expresión de k :

$$r_p = \frac{1.45}{14.56+x} (12,600) e^{-19800/T} \left( (1-x) - \frac{1.45}{K} \frac{x^2}{14.56+x} \right)$$

Sustituyendo,  $r_p$  en la ec. (4), da una expresión para la profundidad del lecho catalítico en términos de la conversión y temperatura.

$$dz = \frac{14.56+x}{7854686.16} e^{19800/T} \left( (1-x) - \frac{1.45}{K} \frac{x^2}{14.56+x} \right)^{-1} dx$$

----- (6)

Las ecuaciones 2 y 6 pueden resolverse numericamente para encontrar la profundidad del lecho catalítico a cualquier

conversión.

Si el coeficiente de dx en la ec.(6) se designa por  $\alpha$ , está ec. puede escribirse como :

$$\Delta z = \bar{\alpha} \Delta x \quad \text{----- (6')}$$

Para  $z = 0$  ,  $x = 0$        $T = 1608 \text{ }^\circ\text{R}$

$$\alpha_0 = \frac{14.56}{7854686.16} e^{12.31} \left( \frac{1}{1 - 0} \right) = 0.4114$$

Si se selecciona un incremento  $x = 0.1$ , la temperatura al final del incremento es, por la ec.(2) :

$$T_1 = 1608 - 350 ( 0.1 ) = 1573 \text{ }^\circ\text{R}$$

Por lo tanto, al final del primer incremento\*

$$\alpha_1 = \frac{14.56 + 0.1}{7854686.16} e^{12.59} \left( ( 1 - 0.1 ) - \frac{1.45(0.1^2)}{0.23 ( 14.56 + 0.1 )} \right)^{-1}$$

$$\alpha_1 = 0.6118$$

\* El valor de K se estima en 0.23 a 1573  $^\circ\text{R}$  a partir de los datos en el problema.

La profundidad del lecho requerida por el primer incremento esta dada por la ec.(6')

$$\Delta z = \frac{0.4114 + 0.6118 (0.1)}{2} = 0.0516 \text{ ft}$$

Procediendo con el segundo incremento :

$$T_2 = 1608 - 350 (0.2) = 1538 \text{ ft}$$

$$K = 0.1515$$

$$\alpha_2 = \frac{14.56 + 0.2 e^{12.87}}{7854686.16} \left( (1-0.2) - \frac{1.45}{0.1515} \left( \frac{0.2^2}{14.56 + 0.2} \right) \right)^{-1}$$

$$\alpha_2 = 0.9431$$

$$z_2 - z_1 = \bar{\alpha} \Delta x = \frac{\alpha_1 + \alpha_2}{2} (0.1)$$

$$\Delta z = \frac{0.6118 + 0.9431}{2} (0.1) = 0.0777 \text{ ft}$$

$$z_2 = 0.0516 + 0.0777 = 0.1293 \text{ ft}$$

Los resultados de los cálculos sucesivos se muestran en la siguiente tabla :

Conversión	TEMPERATURA		PROFUNDIDAD DEL LECHO CATALITICO	
	°R	°C	ft	cm
0	1608.00	620.00	0	0
0.10	1573.00	600.55	0.05160	1.5728
0.20	1538.00	581.11	0.12930	3.9411
0.30	1503.00	561.66	0.25046	7.6340
0.40	1468.00	542.22	0.51350	15.6515
0.45	1450.50	532.50	0.83180	25.3533
0.48	1440.00	526.66	1.63450	49.8196
0.485	1438.25	525.69	2.24160	68.3240
0.490	1436.50	524.72	infinito	-

La velocidad de reacción resulta cero a una conversión aproximada de  $x = 0.49$  y a una temperatura de 1436.5 °R.

Se encuentra que se requiere una profundidad de lecho catalítico de 0.8318 ft ( 25.3533 cm ) , para obtener una conversión de 45 %.

La producción de estireno en el tubo del reactor sería :

$$\begin{aligned} \text{Producc.} &= 48.8 \text{ g/hr EB} \times \frac{104 \text{ g/mol ES}}{106 \text{ g/mol EB}} \times 45 \\ &= 22 \text{ g/hr ES ( 528 g/día )} \end{aligned}$$

2.- Cálculo de la potencia y longitud de la resistencia requerida para recuperar el calor absorbido por la -- reacción :  $\overline{PM} = 24.175 \text{ lb/lb mol}$

$$Q = \frac{\Delta H F_t}{\overline{PM}} = 880.33 \text{ BTU/hr}$$

$$E = 220 \text{ volts}$$

$$P_o = Q \times 0.2931 = 258.02 \text{ Watts}$$

$$R_t = \frac{E^2}{P_o} = 187.58 \text{ } \Omega$$

$$R_{20} = \frac{R_t}{C_t} = 179.16 \text{ } \Omega$$

$$L_t = \frac{R_{20}}{\alpha / m (20 \text{ } ^\circ\text{C})} = 16.68 \text{ m}$$

3.- Construcción de las espiras :

$$d = 0.4 \text{ mm}$$

$$D = 4.0 \text{ mm}$$

$$s = 0.8 \text{ mm}$$

$$L_{zr}' = 255 \text{ mm}$$

$$C = 12.366$$

$$\bar{d} = 1.2 \text{ mm}$$

$$L_{pce} = 13.366 \text{ mm}$$

$$N = \frac{L_{zr}'}{\bar{d}} = 212.50 \text{ mm}$$

$$L_{pcv} = N \times L_{pce} = 2840.28 \text{ mm}$$

$$N_V = \frac{L_t'}{L_{pcv}} = 6.0$$

### III) ZONA DE COMPENSACION :

Supongo que el flujo de calor es el mismo que en la zona de precalentamiento para subir la temperatura de 20 a 620 °C con el mismo flujo másico, ya que sólo se va a -- mantener la temperatura a 620 °C para la estabilización de la reacción, por lo que se considerará para ésta estabilización una longitud de  $1/2 L_{zp}$  ; esto es 26 cm.  
por lo tanto :

$$Q = 105.76 \text{ BTU/hr}$$

$$P_o = 31.00 \text{ watts}$$

$$R_t = 1561.29 \text{ } \curvearrowright$$

$$R_{20} = 1491.2 \text{ } \curvearrowright$$

$$L_t = 138.84 \text{ m}$$

#### 1.- Construcción de las espiras :

$$d = 0.4 \text{ mm}$$

$$D = 4 \text{ mm}$$

$$s = 0.8 \text{ mm}$$

$$L'_{zc} = 260 \text{ mm}$$

$$C = 12.566 \text{ mm}$$

$$\bar{d} = 1.2 \text{ mm}$$

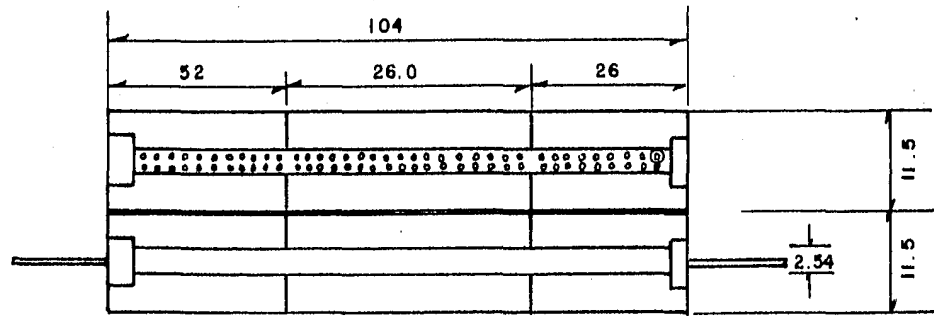
$$L_{pce} = 13.366 \text{ mm}$$

$$N = \frac{L'_{zc}}{\bar{d}} = 216.7$$

$$L_{pcv} = N \times L_{pce} = 2895.97 \text{ mm}$$

$$N_v = \frac{L'_t}{L_{pcv}} = 48$$





ZONA DE PRECALENTAMIENTO      ZONA DE REACCION      ZONA DE COMPENSACION

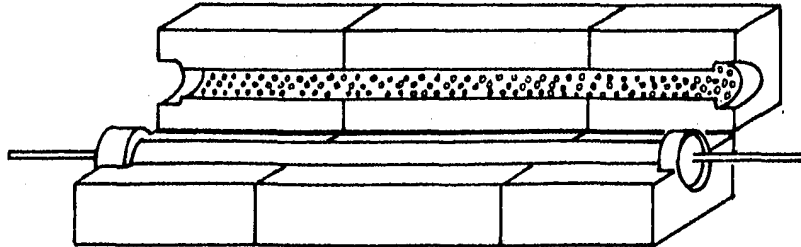


FIG. Nº 2 ZONAS DEL REACTOR DE LA PLANTA PILOTO DE ESTIRENO

PLANTA : III - 7

LOCALIZACION : AREA III DEL IMP

CLAVE : DC-01

## REACTOR

(HOJA DE DATOS)

FLUIDO : GAS Kg./hr. 0.163

TEMPERATURA DE OPERACION : SUP. 620 °C INF. 560 °C

PRESION DE OPERACION Kg./cm<sup>2</sup> (ABS) 1.72

DISEÑO : TEMP. SUP. 620 °C ; INF. 560 °C ; PRESION Kg./cm<sup>2</sup> (ABS) 2.5

AISLAMIENTO : LADRILLO REFRACTARIO CAOLIN

Nº DE CAMAS : 1

ALTURA DE CAMA CATALITICA (m) 0.26

PESO POR CAMA (Kg.) 0.1

DIAMETRO DEL REACTOR (m) 0.0254

LONGITUD TOTAL (m) 1.04

MATERIAL : ACERO INOXIDABLE

CEDULA 80

RESISTENCIA,  $\Omega$  : 151.26

VOLTAJE, VOLTS : 220

POTENCIA, WATT : 320

INTENSIDAD DE CORR. AMPERES : 1.45

LONG. TOT. CONDUCTOR TERMICO, m : 172.2

Nº VUELTAS : ZP : 24.0

ZR : 6.0

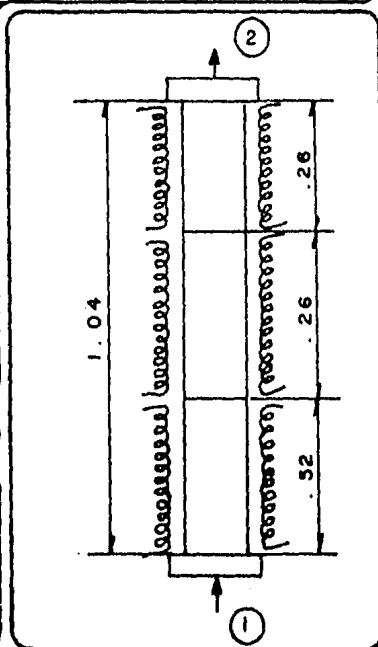
ZC : 48.0

ARREGLO : ESPIRAL

DIAMETRO DEL HILO (mm.) 0.40

### BOQUILLAS

Nº	CANT	SERVICIO	D
1	1	ENTRADA DE FLUJO GASEOSO	1"
2	1	SALIDA DE PRODUCTOS DE REAC. (GASEOSOS)	1"

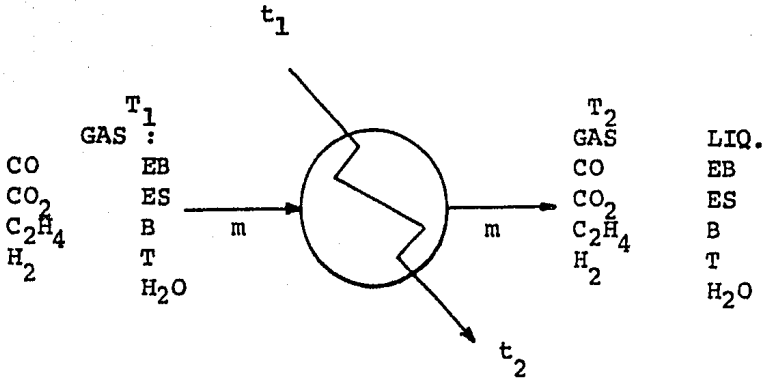


ACOTACION. m.

FECHA

REVISION

D) CONDENSADOR ( EA-01 )



DATOS :

$$m = 163 \text{ g/hr ( 0.3590 Lb/hr )}$$

$$t_1 = 298 \text{ }^\circ\text{K ( 77 }^\circ\text{F )}$$

$$t_2 = 333 \text{ }^\circ\text{K ( 140 }^\circ\text{F )}$$

$$T_1 = 893 \text{ }^\circ\text{K ( 1639.4 }^\circ\text{F )}$$

$$T_2 = 323 \text{ }^\circ\text{K ( 613.4 }^\circ\text{F )}$$

$$C_{\text{H}_2\text{O enf.}} = 1 \text{ Cal/g }^\circ\text{K}$$

i	$T_{b_i}$ ( °K )	PM
Etilbenceno	409.87	106
Estireno	418.00	104

Benceno	353.00	78
Tolueno	383.70	92
Agua	373.00	18

1.- Balance de calor :

$$Q'_T = q'_d + q'_c + q'_s$$

$$q'_d = \sum_{i=EB}^{i=H_2O} q_i \left| \begin{array}{l} T_{bi} \\ T_1 \end{array} \right. + \sum_{i=CO}^{i=H_2} q_i \left| \begin{array}{l} T_{bES} \\ T_1 \end{array} \right.$$

$$q'_c = \sum_{i=EB}^{i=H_2O} m_i \Delta H_{v_i} + \sum_{i=CO}^{i=H_2} m_i \left( AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} \right) \left| \begin{array}{l} T_{bB} \\ T_{bES} \end{array} \right.$$

$$q'_s = \sum_{i=EB}^{i=H_2O} q_i \left| \begin{array}{l} T_2 \\ T_{bi} \end{array} \right. + \sum_{i=CO}^{i=H_2} q_i \left| \begin{array}{l} T_2 \\ T_{bB} \end{array} \right.$$

Los resultados obtenidos al resolver estas ecuaciones son presentados en el anexo ( 6.9 ).

DONDE :

$$Q_T' = 363,262.7 \text{ Cal/hr}$$

correspondiente a  $Q_T' = 1441.52 \text{ BTU/hr}$

2.- Cantidad de agua de enfriamiento requerida :

$$Q_T' = (m C_p)_{H_2O} \Delta t$$

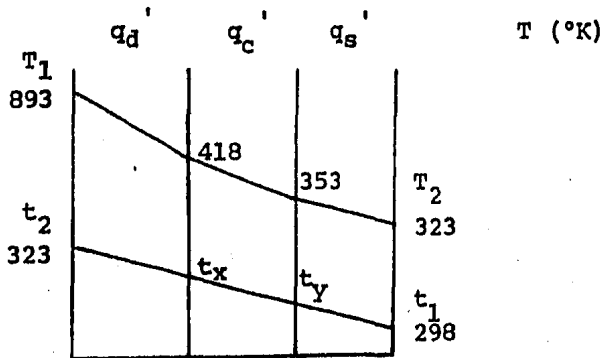
Despejando :

$$m_{H_2O} = \frac{Q_T'}{C_p \times \Delta t} = 10,378.93 \text{ g/hr}$$

3.- Cálculo del  $\Delta t$  balanceada : Siguiendo el método del Kern.

$$\Delta t_{Ba} = \frac{Q_T'}{q/(\Delta t)_i}$$

A) PERFIL DE TEMPERATURAS :

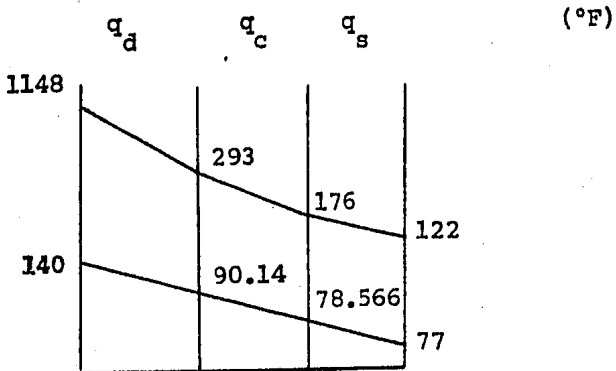


$$q'_d = (m c_p)_{H_2O} (t_2 - t_x)$$

$$t_x = t_2 - \frac{q'_d}{(m c_p)_{H_2O}} = 305.3 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$q'_c = (m c_p)_{H_2O} (t_x - t_y)$$

$$t_y = t_x - \frac{q'_c}{(m c_p)_{H_2O}} = 298.87 \text{ } ^\circ\text{K}$$



$$(\Delta t)_i = \text{MLDT} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

PARA :

a) ZONA DE DESOBRECALENTAMIENTO :

$$\Delta t_2 = 1008.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 202.86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$q_d = 1140.0 \text{ BTU/hr} \quad (\text{Obtenido del punto 6.9 del anexo})$$

$$(\Delta t)_d = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} = 502.21$$

$$\frac{q_d}{(\Delta t)_d} = 2.272$$

b) ZONA DE CONDENSACION :

$$\Delta t_2 = 202.860 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 97.434 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$q_c = 264.90 \text{ BTU/hr}$$

$$(\Delta t)_c = 143.76$$

$$\frac{q_c}{(\Delta t)_c} = 1.843$$

c) ZONA DE SUBENFRIAMIENTO :

$$\Delta t_2 = 97.434 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 45.000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$q_s = 35.740 \text{ BTU/hr}$$

$$(\Delta t)_s = 67.87$$

$$\frac{q_s}{(\Delta t)_s} = 0.0527$$

Por lo tanto :

$$\Delta t_{Ba} = 310.54 \text{ } ^\circ\text{F}$$

( 154.74 °C )

4.- Dimensionamiento de acuerdo al método del Kern :

Supongo un intercambiador de calor de doble tubo de

1 1/2 x 1 " IPS

POR EL LADO DEL TUBO : FLUIDO FRIO  
( AGUA DE ENFRIAMIENTO )

De la pág. 949 para 1" IPS se obtiene los diámetros correspondientes esto es :



$$D_1' = 1.32 \text{ in.}$$

$$D' = 1.049 \text{ in.}$$

$$a_t = \frac{\pi D^2}{4} = 0.006 \text{ ft}^2$$

$$w = 22.862 \text{ lb/hr}$$

$$G_t = \frac{w}{a_t} = 3810.17 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr}$$

$$\rho = 62.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$v = \frac{G_t}{3600\rho} = 0.0169 \text{ ft/seg}$$

a ta = 108.5 °F de la fig. 14 pag. 928 obtengo :

$$U = 0.69 \text{ cp} \times 2.42 = 1.67 \text{ lb/hr ft}$$

$$Re_t = \frac{D G_t}{U} = 198.5$$

de la pag. 940 ----> f = 0.9

por lo tanto con V , en la fig. 25 se obtiene :

$$h_i = 13.3 \times 0.9 = 11.81$$

$$h_{i0} = \frac{h_i D}{D_1} = 9.4 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

( 45.9 Kcal/hr m<sup>2</sup> °F )

POR EL LADO DE LA CORAZA : FLUIDO  
CALIENTE ( HC, Gases Incondensables,  
vapor de agua ).

Para 1 1/2 " IPS de la pag. 949

$$D_2' = 1.61 \text{ in}$$

$$D_3' = 1.90 \text{ in}$$

$$a_a = \pi ( D_2'^2 - D_1'^2 ) / 4 = 0.00464 \text{ ft}^2$$

A) ZONA DE DESOBRECALENTAMIENTO :

$$W = 0.3590 \text{ lb/hr}$$

$$G_a = \frac{W}{a_a} = 77.38 \text{ lb/hr ft}^2$$

a  $T_{a_d} = 720.5 \text{ }^\circ\text{F}$  y por los criterios mencionados en la sección 4.7, se obtiene la viscosidad de la mezcla tomando los datos obtenidos de las figuras 14 y 15 por referencia 1 y los datos proporcionados por la referencia

2.

$$U_m = 0.0198 \text{ cp} \times 2.42 = 0.048 \text{ lb/ft hr}$$

$$De = ( D_2'^2 - D_1'^2 ) / D_1' = 0.05372 \text{ ft}$$

$$Re_a = \frac{De G_a}{U_m} = 86.60$$

$$J_H = 5.0 \quad \text{de la pag. 943 fig. 28.}$$

de la pag. 907 tabla 15, y criterios mencionados en la --  
sección 4.9 se obtiene :

$$k_m = 0.08523 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$C_{P_m} = 1.7244 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F} \quad \text{por la fig. 2 y 3}$$

$$\left( \frac{C_{P_m} U_m}{k_m} \right)^{1/3} = 0.9903$$

$$h_o = J_H \times \frac{k_m}{De} \left( \frac{C_{P_m} U_m}{k_m} \right)^{1/3} = 7.86 \text{ BTU/hrft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

- COEFICIENTE TOTAL LIMPIO :

$$U_d = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o} = 4.28 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

( 20.89 Kcal/hr m<sup>2</sup> °C )

- SUPERFICIE LIMPIA PARA EL DESOBRECALENTAMIENTO :

$$A_d = \frac{q_d}{U_d (\Delta t)_d} = 0.531 \text{ ft}^2 \text{ (0.04933 m}^2\text{)}$$

B) ZONA DE CONDENSACION :

$$L = 2 \text{ ft}$$

$$Nt = 1$$

$$Lc = 0.4 \text{ ft}$$

$$G'' = \frac{W}{LcNt} = 0.8976 \text{ lb/hr ft lineal}$$

$$\text{Supongo } \bar{h} = h_o = 730$$

$$h_{iO} = 9.4 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ calculado anteriormente por el lado de los tubos.}$$

$$T_v = (T_{b_{ES}} + T_{b_B}) / 2 = 234.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{iO} + h_o} (T_v - t_a) = 232.90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{(T_v + t_w)}{2} = 233.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k_f = 0.1521 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)} \text{ por referencias ya mencionadas.}$$

$$U_f = 0.3085 \text{ lb/hr ft}$$

$$SG_f = 0.15 \text{ de la tabla 6 pag. 907}$$

$$\rho_f = 9.35 \text{ lb/ft}^3$$

$$g = 4.28 \times 10^8 \text{ ft/hr}$$

Con la ec. 12.4 pag. 316 para tubo horizontal :

$$\bar{h} = \frac{1.51 \left( \frac{4g''}{U_f} \right)^{-1/3}}{\left( \frac{U_f^2}{k_f \int_f^2 g} \right)^{1/3}} = 736.6 \text{ ( vs. el supuesto de 730. } \\ t_f \text{ no cambiará sustancialmente si se recalcula )}$$

- COEFICIENTE TOTAL LIMPIO BALANCEADO :

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} = 9.282 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{( 45.32 Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C )}$$

- SUPERFICIE LIMPIA NECESARIA PARA LA CONDENSACION :

$$A_c = \frac{q_c}{U_c (\Delta t)_c} = 0.1986 \text{ ft}^2 \\ \text{( 0.01845 m}^2 \text{ )}$$

c) ZONA DE SUBENFRIAMIENTO :

$$a_a = 0.00464 \text{ ft}^2$$

$$G_a = 77.38 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$T_{a_s} = 77.8 \text{ }^\circ\text{F se obtiene ;}$$

$$U_{a_s} = 0.825 \text{ lb/hr ft}$$

$$C_{p_{as}} = 0.449 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$k_{as} = 0.1163 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)} \text{ de la pag. 906 tabla 4}$$

por lo que :

$$Re_s = \frac{De G_a}{U_{a_s}} = 5.04$$

$$\text{y por lo tanto : } J_H = 1.32 \text{ pag. 943 fig. 28}$$

$$\left( \frac{C_{p_{as}} U_{as}}{k_{as}} \right)^{1/3} = 1.4713$$

$$h_o = J_H \frac{k_{as}}{De} \left( \frac{C_{p_{as}} U_{as}}{k_{as}} \right)^{1/3} = 4.205 \text{ BTU/hr } \frac{\text{ft}^2}{^\circ\text{F}}$$

( 20.53 Kcal/hrm<sup>2</sup>°C)

- COEFICIENTE TOTAL LIMPIO :

$$\dot{U}_s = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o} = 2.91 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

(14.21 Kcal/hr m<sup>2</sup> °C)

- SUPERFICIE LIMPIA REQUERIDA :

$$A_s = \frac{q_s}{U_s (\Delta t)_s} = 0.1811 \text{ ft}^2$$

( 0.017 m<sup>2</sup> )

SUPERFICIE TOTAL LIMPIA :

$$A_C = A_d + A_c + A_s = 0.9107 \text{ ft}^2$$

( 0.0846 m<sup>2</sup> )

Comprobación de la longitud supuesta para la condensación:

Lc :

$$\frac{A_C}{A_d + A_c + A_s} \times 100 = 21.8 \text{ vs. } 20 \%$$

COEFICIENTE TOTAL LIMPIO BALANCEADO :

$$U_C = \frac{\sum U \times A}{A_C} = 5.098 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

( 24.89 Kcal/hr m<sup>2</sup> °C )

COEFICIENTE TOTAL DE DISEÑO ( U<sub>D</sub> ) :

a" = 0.498 ft<sup>2</sup>/ft lineal ----> de la tabla 11 pag. 949

Superficie total A = a" x L = 0.996 ft<sup>2</sup>

$$U_D = \frac{Q_T}{A \Delta T_{Ba}} = 5.097 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$( 9.175 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} )$$

FACTOR DE OBSTRUCCION COMBINADO :

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 0.00004 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

$$( 0.000008 \text{ hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/Kcal} )$$

5.- Cálculo de las caídas de presión :

POR EL LADO DE LOS TUBOS

Para  $Re_t = 127.64$

$f' = 0.1254$

$SG = 1.0$

$U = 1.67 \text{ lb/hr ft}^2$

$\rho = 62.5 \text{ lb/ft}^3$

$D = 0.087 \text{ ft}$

$G_t = 3810.17 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr}$

$L = 2 \text{ ft}$

$$\Delta F_1 = \frac{32 U G_t}{g \rho^2 D^2} = 1.65 \times 10^{-5} \text{ ft}$$

$$\Delta P_t = \frac{\Delta F_1 \rho}{144} = 7.15 \times 10^{-6} \text{ lb/in}^2$$

$$( 5.026 \times 10^{-7} \text{ Kg/cm}^2 )$$



POR EL LADO DE LA CORAZA

A) ZONA DE DESOBRECALENTAMIENTO :

El Diámetro equivalente ( $D_e$ ), para la caída de presión difiere del Diámetro equivalente para la transferencia de calor. ( $D_e$ )

$$G_a = 77.38 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$U_m = 0.048 \text{ lb/ft hr}$$

$$D_2 = 0.1342 \text{ ft}$$

$$D_1 = 0.11 \text{ ft}$$

$$D_e = ( D_2 - D_1 ) = 0.0242 \text{ ft}$$

$$Re_a = \frac{D_e G_a}{U_m} = 38.14$$

Como el flujo es laminar el factor de fricción será calculado por la ec. de Hagen - Poiseuille .

$$f' = 16/Re \quad ; \quad \text{por lo tanto : } f' = 0.4195$$

$$\overline{PM} = 18.03 \text{ lb/lb mol}$$

$$T = T_{a_d} + 460 = 1180.5 \text{ } ^\circ R$$

$$P = \text{presión de operación} = P \text{ atm.} = 14.7 \text{ lb/in}^2$$

$$\rho = \frac{\overline{PM}}{359 ( T/492 ) ( 14.7/P )} = 0.0209 \text{ lb/ft}^3$$

$$SG = \frac{0.0209}{62.5} = 3.34 \times 10^{-4}$$

Tomando en cuenta la ec. 3.45, del Kern; deducida por consideraciones teóricas y verificada experimentalmente - para flujo laminar :

$$\Delta F_a = \frac{32 U_m G_a}{g \rho^2 D_e'^2} = 1.112 \text{ ft de líq.}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 \rho} = 1.042 \text{ ft/seg}$$

$$g' = 32.2 \text{ ft/seg}^2$$

$$F_1 = 3 \left( \frac{V^2}{2g'} \right) = 5.06 \times 10^{-2} \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1) \rho}{144} = 1.69 \times 10^{-4} \text{ lb/in}^2$$

(  $1.19 \times 10^{-5} \text{ Kg/cm}^2$  )

B) ZONA DE CONDENSACION :

El uso del mismo No. de Re , será satisfactorio  
por lo tanto :  $f' = 0.4195$

SG = 0.15 Calculada anteriormente.

$G'' = 0.8976$  lb/hr ft lin.

$$\rho_{H_2O} = 61.245 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{a } 234.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\rho = SG \times 61.245 = 9.187 \text{ lb/ft}^3$$

$$U_f = 0.3085 \text{ lb/hr ft}$$

$$\Delta Fa = \frac{32 U_f G''}{g \rho^2 De^2} = 4.29 \times 10^{-7} \text{ ft de líq.}$$

$$V = \frac{G''}{3600 \rho} = 2.71 \times 10^{-5} \text{ ft / seg}$$

$$F_1 = 3 \left( \frac{V^2}{2g'} \right) = 3.43 \times 10^{-11} \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta Fa + F_1) \rho}{144} = 1.73 \times 10^{-6} \text{ lb/in}^2$$

(  $1.22 \times 10^{-7} \text{ Kg/cm}^2$  )

C) ZONA DE SUBENFRIAMIENTO :

Supongo que el tubo está inundado a  $0.3 D_2$

$$a_a = 0.00464 \text{ ft}^2$$

$$De = 0.0242 \text{ ft}$$

$$W = 0.3590 \text{ lb/hr}$$

$$Ua_s = 0.825 \text{ lb/ft hr}$$

$$a_s = 0.7 \times 0.00464 = 0.003248 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 110.53 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$Re_s = \frac{De G_s}{Ua_s} = 3.342$$

$$f' = 0.1313 \text{ de la pag. 944 fig. 29}$$

$$\rho = 9.35 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta Fa = \frac{32 Ua_s G_s}{g \rho^2 De^2} = 1.36 \times 10^{-4} \text{ ft lfg.}$$

$$v = \frac{G_s}{3600 \rho} = 3.28 \times 10^{-3} \text{ ft/seg}$$

$$F_l = 3(v^2/2g') = 5.02 \times 10^{-7}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta Fa + F_l) \rho}{144} = 8.863 \times 10^{-6} \text{ lb/in}^2$$

(6.23 x 10<sup>-7</sup> Kg/cm<sup>2</sup>)

PLANTA III - 7

LOCALIZACION : AREA III DEL IMP

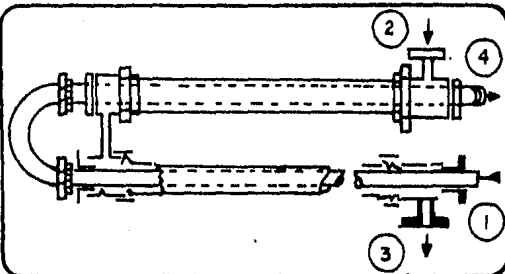
CLAVE : EA-01

## CAMBIADOR DE CALOR DE DOBLE TUBO (HOJA DE DATOS)

		TUBO INTERNO		TUBO EXTERNO	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	Kg./hr.	10.4	10.4		
GRAVEDAD ESPECIFICA		1	1		
COND. TERMICA	K.cal./hr. m.°C	0.2907	0.3150		
CALOR ESPECIFICO	K.cal./Kg °C	0.5608	0.5717		
VISCOSIDAD	CP	0.95	0.50		
TEMPERATURA	°C	25	60		
VAPOR	Kg./hr.			0.163	0.163
COND. TERMICA	K.cal./hr. m.°C			0.1780	0.1815
CALOR ESPECIFICO	K.cal/Kg °C			1.4691	0.7729
VISCOSIDAD	CP			0.2762	0.4637
DENSIDAD	Kg./m <sup>3</sup>			0.3450	149.84
TEMPERATURA	°C			620	50
PRESION	Kg/cm <sup>2</sup> ABS			1	1
CAIDA DE PRESION	Kg/cm <sup>2</sup>	FERM.0070304LC.503.10		FERM.03515 CALC.12 x 10 <sup>5</sup>	
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	hr. m <sup>2</sup> °C /Kcal	0.000015		0.000015	
CALOR INTERCAMBIADO	K.cal/hr	363.26 LMTD (CORREGIDA)		°C 154.74	
COEF. TOT. DE TRANSFERENCIA DE CALOR	Kcal/hr m <sup>2</sup> °C	13.83 LIMPIO			
TAMAÑO	1 1/2" x 1" I P S CEDULA 80				
LONG. DEL CONDENSADOR	m 0.61				

### BOQUILLAS

Nº	CANT.	SERVICIO	D.
1	1	ENTRADA FLUIDO CAL.	1.3"
2	1	" " " " FRIO	1.3"
3	1	SALIDA FLUIDO CAL.	1.6"
4	1	" " " " FRIO	1.6"
5			



### NOTAS

ACOTACION EN m.

FECHA

REVISION

E) TANQUE SEPARADOR VAP-LIQ-LIQ DE PRODUCTOS DE REACCION. ( TS-01 )

Este recipiente tiene dos funciones : entregar -- una corriente vapor libre de líquido y separar dos líquidos inmiscibles.

1.- Cálculo del volumen requerido :

Del Balance de Materia

a 50 °C

Compuestos	g/hr	$\rho$ g/cm <sup>3</sup>	cm <sup>3</sup> /hr
Etilbenceno	28.840	0.835	34.540
Estireno	22.000	0.880	25.000
Benceno	0.578	0.850	0.680
Tolueno	0.327	0.800	0.410
Agua	103.950	1.000	103.950
Diox. de C.	1.490	$1.66024 \times 10^{-3}$	897.460
Monox. de C.	1.244	$1.05652 \times 10^{-3}$	1177.450
Hidrógeno	5.553	$7.54700 \times 10^{-5}$	73578.906
Etileno	0.256	$1.05652 \times 10^{-3}$	242.300

$$Q = 76060.7 \text{ cm}^3/\text{hr}$$

$$t = 3 \text{ min.}$$

$$V_T = \frac{Q \times t}{60} = 3803.04 \text{ cm}^3$$

2.- Cálculo del diámetro del cuerpo de acuerdo al procedimiento de Brownell.

Se supone una relación  $L/D = 3$

$$D_T = \left( \frac{4 \times V_t}{3\pi} \right)^{1/3} = 11.74 \text{ cm (0.3848 ft)}$$

$$L_T = 3D_T = 35.19 \text{ cm (1.154 ft)}$$

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} = 108.07 \text{ cm}^2 \text{ (0.1163 ft}^2\text{)}$$

3.- Cálculo de los volúmenes parciales :

	Q (cm <sup>3</sup> /hr)	Q' (ft <sup>3</sup> /hr)	V(cm <sup>3</sup> )	V(ft <sup>3</sup> )
Hidrocarburos	60.63	2.14x10 <sup>-3</sup>	3.0315	1.02x10 <sup>-4</sup>
Agua	103.95	3.67x10 <sup>-3</sup>	5.1975	1.84x10 <sup>-4</sup>
Gases	75896.12	2.6802	3794.8060	0.13401

$$V_{HC} = \frac{Q_{HC} \times T}{60} = 3.0315 \text{ cm}^3$$

4.- Cálculo del área requerida para la separación del gas :

$$f_{HC} = 53.29 \text{ lb/ft}^3$$

$$f_G = 0.00702 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_G = 0.35 \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2} = 30.493 \text{ ft/s}$$

$$A_G = \frac{Q'_G}{60 V_G} = 1.17 \times 10^{-6} \text{ ft}^2$$

5.- Cálculo de la velocidad de separación de las fases  
líquidas inmiscibles ( HC - AGUA )

$$\rho_P = 62 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = 53.29 \text{ lb/ft}^3$$

$$U_c = 1.176 \text{ cp}$$

$$K_s = 0.333 \quad \text{para HC - Agua} \quad \left( \text{dato proporcionado por el Dpto. de proyectos del IMP} \right)$$

$$V_s = K_s \left( \frac{\rho_P - \rho_L}{U_c} \right) = 2.47 \text{ in/min} \\ \left( 0.2058 \text{ ft/min} \right)$$

6.- Determinación del nivel de líquidos y gases :

$$R = 5.865 \text{ cm}$$

$$L_T = 35.19 \text{ cm}$$



Ec. para llenado de tanque :

$$V = ((h-R)(R^2 - (h-R)^2)^{1/2} + R^2 (1/180 \text{ang. sen. } \frac{h-R}{R} + 0.5))L$$

- 000507h

Resolviendo la ec. con los volúmenes parciales, mediante un programa para la calculadora TEXAS TI-59 (6.10 del anexo), se obtienen las alturas correspondientes para los líquidos y gases. Primero suponiendo un valor de h hasta que se obtenga el volumen correspondiente a cada uno de los líquidos y por consiguiente el volumen del gas.

RESUMIENDO :

	V(cm <sup>3</sup> )	h (cm)	h' (ft)
Hidrocarburos	3.0315	0.0709450	0.002328
Agua	5.1975	0.1016843	0.003336
Gases	3794.8060	11.5573710	0.380400

7.- Area y volumen disponible para los hidrocarburos :

$$\frac{h_{HC}}{D_T} = \frac{0.070947}{11.73} = 0.006048$$

De las tablas de equivalencias de las relaciones h/D vs. A/A<sub>T</sub>, proporcionadas por el departamento de proyectos del IMP, se obtiene las relaciones de A/A<sub>T</sub> para cada h/D calculada. Por lo tanto para los hidrocarburos :

$$\frac{A_{HC}}{A_T} = 0.0008096 \quad A_T = 108.07 \text{ cm}$$

$$A_{HC} = 0.0008096 \times 108.07 = 0.08749 \text{ cm}^2$$

$$(\text{.000094 ft}^2)$$

Vol. disponible :

$$L_T = 35.19 \text{ cm}$$

$$V_D = A_{HC} \times L = 3.0788 \text{ cm}^3 (\text{.0001086 ft}^3)$$

$$V_{\text{Dis.}} > V_{\text{req.}}$$

8.- Area disponible para los gases :

$$\frac{h}{D_T} = \frac{11.557371}{11.73} = 0.9853$$

Como no se encuentra este valor en tablas, se determina primero por diferencia a uno el área disponible para el agua.

$$\frac{h_1}{D_T} = 1 - 0.9853 = 0.01472 \quad \frac{A_1}{A_T} = 0.00309$$

$$A_1 = 0.00309 \times 108.07 = 0.3339 \text{ cm}^2 \quad (0.00036 \text{ ft}^2)$$

$$A_1 = A_{HC} + A_{H_2O}$$

$$A_{H_2O} = A_1 - A_{HC} = 0.2462 \text{ cm}^2 \quad (0.00027 \text{ ft}^2)$$

$$V_{\text{Dis. H}_2\text{O}} = A_{H_2O} \times L_T = 8.66 \text{ cm}^3$$

$$V_{\text{Dis. H}_2\text{O}} > V_{\text{req. H}_2\text{O}}$$

$$A_T = A_{H_2O} + A_{HC} + A_G$$

$$A_G = A_T - A_{H_2O} - A_{HC} = 108 \text{ cm}^2 \\ (0.1162 \text{ ft}^2)$$

$$V_{\text{Dis. G}} = A_G \times L_T = 3800.52 \text{ cm}^3$$

$$V_{\text{Dis. G.}} > V_{\text{req.}}$$

PLANTA : III - 7

LOCALIZACION : AREA III DEL IMP

CLAVE : TS-01

# SEPARADOR

(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO : TANQUE SEPARADOR DE PRODUCTOS DE REACCION POSICION: HORIZONTAL

TIPO DE FLUIDO : LIQUIDO-GAS FLUJO : 760607 ml/hr  $\rho = 0.6188 \text{ g/cm}^3$

TEMPERATURA OPERACION 50° C DISEÑO 65° C

PRESION OPERACION 4 Kg/cm<sup>2</sup> ABS DISEÑO 6 Kg/cm<sup>2</sup> ABS

DIMENSIONES LONGITUD TT 35.19 cm DIAMETRO 11.73cm CAPAC.3803.04cm<sup>3</sup>

NIVEL HC 0.071 cm AGUA, 0.1017 cm GASES 11.56 cm

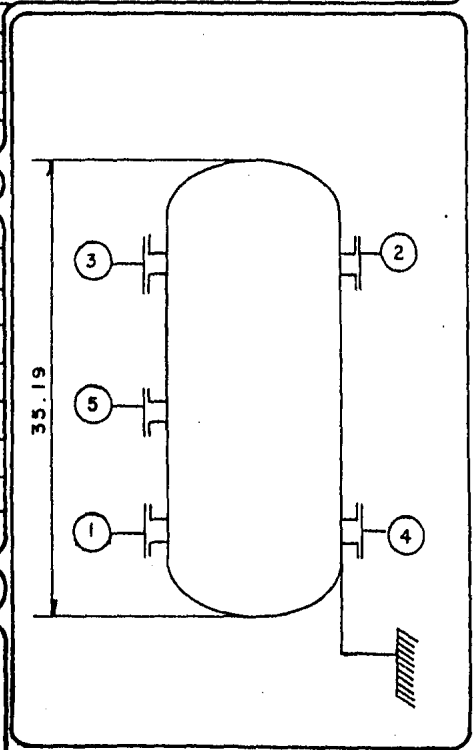
MATERIAL : ACERO INOXIDABLE

## BOQUILLAS

Nº	CANT.	SERVICIO	D
1	1	ENTRADA DE PDOS DE REAC.	1"
2	1	SALIDA DE FASE LIQ.	1"
3	1	SALIDA DE GASES	1"
4	1	DRENE	1"
5	1	VALVULA DE SEG.	

## NOTAS

ACOTACION : EN cm.



FECHA	
REVISION	

#### 4.9.- Filosofía de la operación :

- a) La planta, puede seguir operando si se presenta una falla de electricidad instantánea; de lo contrario, no se mantiene la temperatura de reacción deseada; afectando de ésta -- forma la producción de estireno y por consiguiente la evaluación del catalizador. También ocasiona el descontrol de los instrumentos de medición, los cuales pueden provocar problemas durante la operación.
- b) Si la falla de aire es instantánea, también se puede seguir operando, de lo contrario provoca el cierre total de la válvulas neumáticas y como consecuencia se suspende la dosificación de los flujos de materias primas.
- c) A falla de vapor, se lograría una alta conversión de etilbenceno, así como una alta selectividad de subproductos indeseables tales como : benceno, tolueno, CO, CO<sub>2</sub> , H<sub>2</sub> y etileno, los cuales provocan una mala evaluación del catalizador.

**CAPITULO # V**

**CONCLUSIONES**

## V.- CONCLUSIONES

Por los objetivos propuestos, se concluye lo siguiente :

- 1.- El anteproyecto desarrollado para el diseño de la planta piloto, permite la evaluación de los catalizadores usados en el proceso de obtención de estireno; utilizando como materia prima etilbenceno de alta pureza y vapor de agua.
- 2.- En la realización de éste trabajo, fueron de gran importancia los criterios de diseño mencionados anteriormente; ya que como se puede ver, la gran parte de ellos no son aplicables para el dimensionamiento de equipo a escala Industrial.
- 3.- Las bases de diseño también fueron de gran importancia ya que me dieron una visión más amplia sobre de lo que se debe partir para efectuar un buen dimensionamiento de equipo, incluyendo el balance de materia.
- 4.- La planta piloto utiliza como parte fundamental para la reacción de deshidrogenación, un reactor tubular de lecho fijo, el cual fué dimensionado para obtener conversiones de etilbenceno hasta de 49 % con un lecho -

catalítico de 68 cm. Para conversiones de 45 % , se obtuvieron los siguientes resultados :

Longitud = 1.04 m  
Diámetro = 0.0254 m  
Altura de lecho catalítico = 0.26 m

Trabajando a las siguientes condiciones de operación :

Temperatura = 620 °C  
Presión = 1.45 atm. Man.  
Relación Molar Vap/HC = 13.50  
WHSV = 0.50 hr<sup>-1</sup>

5.- Para la separación de la mezcla de productos de deshidrogenación, se seleccionó efectuar el proceso en un separador vap-líq-líq., el cual tiene como funciones entregar una corriente de vapor libre de líquidos y separar por gravedad dos líquidos inmiscibles, tomando en cuenta, que el tiempo de residencia debe ser tal que permita la disociación de la emulsión, y por lo tanto para su diseño se tomó en cuenta el tiempo de separación de fases lo que mejor nos arroja el trabajar en posición horizontal.

6.- El condensador tiene como finalidad, condensar los hidrocarburos condensables y el vapor de agua, por lo que



se recomienda utilizar un condensador de doble tubo debido a su estructura no compleja, ya que los flujos -- que se manejan son muy pequeños, además por su fácil -- construcción a nivel Planta Piloto (por dimensiones).

7.- El dimensionamiento de equipos efectuado es preliminar y deberá ser complementado con la Ingeniería de Detalle para determinar espesores, materiales, etc., que no es el objetivo de la tesis, ya que normalmente corresponde a otras especialidades que apoyan a la Ingeniería de Procesos.

8.- No se realizó la Evaluación Económica, ya que la inversión para esta Planta Piloto es mínima y la Infraestructura del Centro de Desarrollo (IMP) cuenta con Talleres de construcción, electrónica, mantenimiento, etc. etc., que pueden fabricar este equipo fácilmente quedando como Patrimonio para futuras Plantas Piloto.

9.- El trabajo contempla el Anteproyecto Técnico, el -- Económico-Financiero se está evaluando por las autoridades correspondientes del IMP.

**CAPITULO # VI**

**ANEXOS**

6.1.-

## T A B L A No. I

AÑO	DEMANDA DE ESTIRENO		
	PRODUCCION (TON)	IMPORTACION (TON)	CONS. APARENTE (TON)
1973	32,794	16,510	49,304
1974	29,666	20,335	50,001
1975	27,355	28,543	55,898
1976	34,900	26,324	61,224
1977	36,373	35,882	72,255
1978	37,823	36,456	74,279
1979	31,212	72,733	103,945
1980	31,316	76,728	108,044
1981	32,913	87,799	120,712
1982	29,017	88,766	117,783
1983	24,150	92,950	117,100

## 6.2.- PROYECCION DE LA DEMANDA

### METODO DE REGRESION SIMPLE :

La regresión, se basa de acuerdo al criterio de Mínimos cuadrados, utilizando las siguientes ecuaciones

$$\sum_{i=1}^n Y_i = a_n + b \sum_{i=1}^n X_i$$

$$\sum_{i=1}^n X_i Y_i = a \sum_{i=1}^n X_i + b \sum_{i=1}^n X_i^2$$

Donde :

n = No. de datos

X<sub>i</sub> = Variable independiente

Y<sub>i</sub> = Variable dependiente

a y b = Constantes

Por resolución simultánea, se obtienen los valores de a y b de la recta que proporciona el mejor ajuste a los datos dados.

6.2.1.-

T A B L A No. 2

PRONOSTICO DE CONSUMO DE ESTIRENO, MEDIANTE EL METODO DE REGRESION SIMPLE

AÑO	Consumo aparente (Y) T/AÑO	Y Calculada	Error	Error <sup>2</sup>
1973	49,304	42,327.55	6,976.45	$4.867 \times 10^7$
1974	50,001	50,781.00	780.00	$6.084 \times 10^5$
1975	55,898	59,234.45	3,336.46	$1.113 \times 10^7$
1976	61,224	67,687.91	6,463.91	$4.178 \times 10^7$
1977	72,255	76,141.36	3,886.36	$1.510 \times 10^7$
1978	74,279	84,594.82	10,315.82	$1.064 \times 10^8$
1979	103,945	93,098.23	10,896.73	$1.187 \times 10^8$
1980	108,044	101,501.73	6,542.27	$4.280 \times 10^7$
1981	120,712	109,955.18	10,756.82	$1.157 \times 10^8$
1982	117,783	118,408.64	625.64	$3.914 \times 10^5$
1983	117,100	126,862.09	9,762.09	$9.530 \times 10^7$

- CONT. -

PRONOSTICOS

AÑO	Y Calculada
1984	135,315.54
1985	143,769.00
1986	152,222.45
1987	160,675.91
1988	169,129.36
1989	177,583.00
1990	186,036.46
1991	194,489.91
1992	202,943.36
1993	211,396.82

$$Y = 8,453.45X - 16,636,338.27$$

$$\Sigma E = 70,342.55$$

$$\Sigma E^2 = 5.962 \times 10^8$$

$$\bar{X} = 6,394.78$$

$$\bar{Y} = 5.42 \times 10^7$$

METODO DE ATENUACION EXPONENCIAL  
DOBLE

$$S't = \alpha X_t + (1 - \alpha) S't-1$$

$$S''t = \alpha S't + (1 - \alpha) S''t-1$$

$$a_t = 2S't - S''t$$

$$b_t = \frac{\alpha}{1 - \alpha} (S't - S''t)$$

$$P_{t+1} = a_{t-1} + b_{t-1}$$

$$[\text{Error}] = X_t - P_{t+1}$$

Donde :

$P_{t+1}$  = Pronóstico

$n$  = Número de Periodos

Los cálculos, serán efectuados mediante un programa desarrollado para una calculadora Texas TI-59 y es el siguiente :

LRN 2nd Lbl A

$$\text{RCL } 01 \times \text{RCL } 14 + (\text{RCL } 02 \times \text{RCL } 15) = \text{STO } 03$$

$$\times \text{RCL } 14 + (\text{RCL } 04 \times \text{RCL } 15) = \text{STO } 05$$

$$2 \times \text{RCL } 03 - \text{RCL } 05 = \text{STO } 06$$

$$(\text{RCL } 14 \div \text{RCL } 15) \times (\text{RCL } 03 - \text{RCL } 05) = \text{STO } 07$$

$$+ \text{RCL } 06 = \text{STO } 08$$

$$\text{RCL } 01 - \text{RCL } 09 = 2\text{nd}|X| = \text{STO } 10$$

SUM 11

$$\text{RCL } 10 \times^2 = \text{STO } 12$$

SUM 13

R/S

Donde :

$$* 01 = X_{t_1}$$

$$* 02 = S'_{t-1}$$

$$03 = S'_t$$



$$* 04 = S''_{t-1}$$

$$05 = S''_t$$

$$06 = a_t$$

$$07 = b_t$$

$$08 = P_{t+1}$$

$$* 09 = P_t$$

$$10 = [E]$$

$$11 = \sum [E]$$

$$12 = [E]^2$$

$$13 = \sum [E]^2$$

$$* 14 = \alpha$$

$$* 15 = 1 - \alpha$$

(\*) DATOS

$\alpha$  = Coeficiente de atenuación supuesto.

## 6.3.- T A B L A No. 3

## PRONOSTICO DEL CONSUMO DE ESTIRENO MEDIANTE EL METODO DE ATENUACION EXPONENCIAL DOBLE

AÑO	X <sub>t</sub> Consumo (T)	S' <sub>t</sub>	S'' <sub>t</sub>	a <sub>t</sub>	b <sub>t</sub>	P <sub>t+1</sub>
1973	49,304	49,304.00	49,304.00	49,304.00	0	----
1974	50,001	49,722.20	49,554.92	49,889.48	250.92	49,304.00
1975	55,898	53,427.68	51,878.58	54,976.78	2,323.65	50,140.40
1976	61,224	58,105.47	55,614.71	60,596.23	3,323.65	57,300.44
1977	72,255	66,595.18	62,202.99	70,987.37	6,588.29	64,332.37
1978	74,279	71,205.47	67,604.48	74,806.46	5,401.49	77,575.66
1979	103,945	90,849.19	81,551.31	100,147.07	13,946.82	80,207.95
1980	108,044	101,166.08	93,320.17	109,011.99	11,768.90	114,093.89
1981	120,712	112,893.63	105,064.25	120,723.01	11,744.07	120,780.84
1982	117,783	115,827.25	111,522.05	120,132.45	6,457.80	132,467.09
1983	117,100	116,590.90	114,563.36	118,618.44	3,041.31	126,590.26

- Cont. -

PRONOSTICO DEL CONSUMO DE ESTIRENO MEDIANTE EL METODO  
DE ATENUACION EXPONENCIAL DOBLE

AÑO	E	E <sup>2</sup>
1973	-----	-----
1974	697.00	4.858 x 10 <sup>5</sup>
1975	5,757.60	3.315 x 10 <sup>7</sup>
1976	3,923.56	1.539 x 10 <sup>7</sup>
1977	7,922.63	6.277 x 10 <sup>7</sup>
1978	3,296.66	1.087 x 10 <sup>7</sup>
1979	23,737.05	5.634 x 10 <sup>8</sup>
1980	6,049.89	3.660 x 10 <sup>7</sup>
1981	68.85	4.739 x 10 <sup>3</sup>
1982	14,684.09	2.156 x 10 <sup>8</sup>
1983	9,490.26	9.007 x 10 <sup>7</sup>

- Cont. -

PRONOSTICOS

AÑO	Y Calculada
1984	121,659.75
1985	124,701.06
1986	127,742.37
1987	130,783.69
1988	133,824.99
1989	136,866.30
1990	139,907.61
1991	142,948.92
1992	145,990.23
1993	149,031.54

$$P_t = 118,618.44 + 3,041.31(n)$$

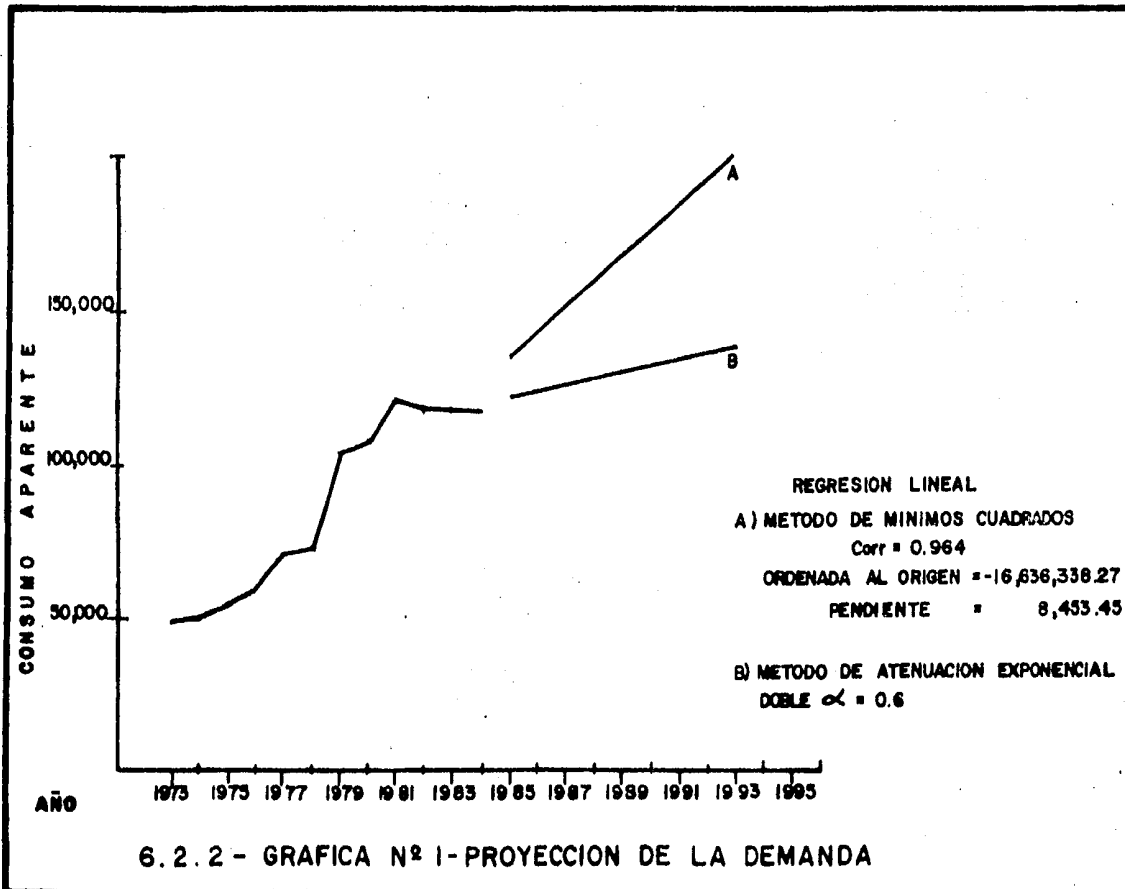
$$= 0.6$$

$$\sum E = 75,627.59$$

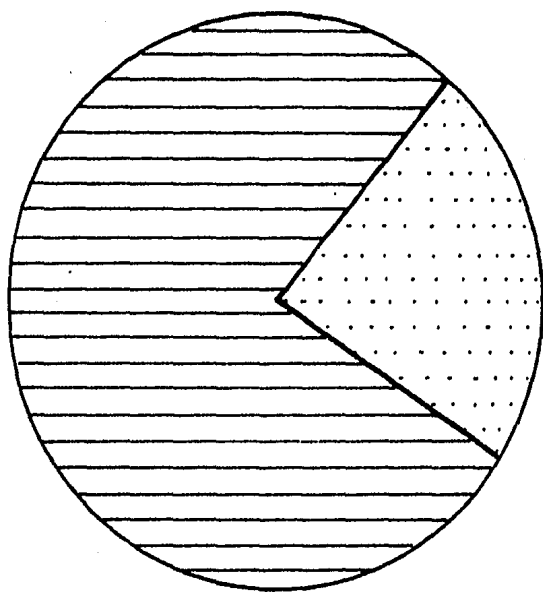
$$\sum E^2 = 1.028 \times 10^9$$

$$\bar{X} = 7,562.759$$

$$\bar{X} = 1.028 \times 10^8$$



6.2.2 - GRAFICA N° 1-PROYECCION DE LA DEMANDA



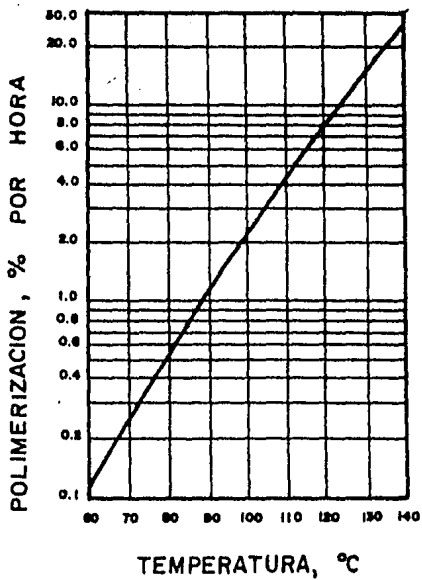
SECTOR DE FABRICANTES DE RESINAS (78 %)



SECTOR DE FABRICANTES DE HULES SINTETICOS (22 %)

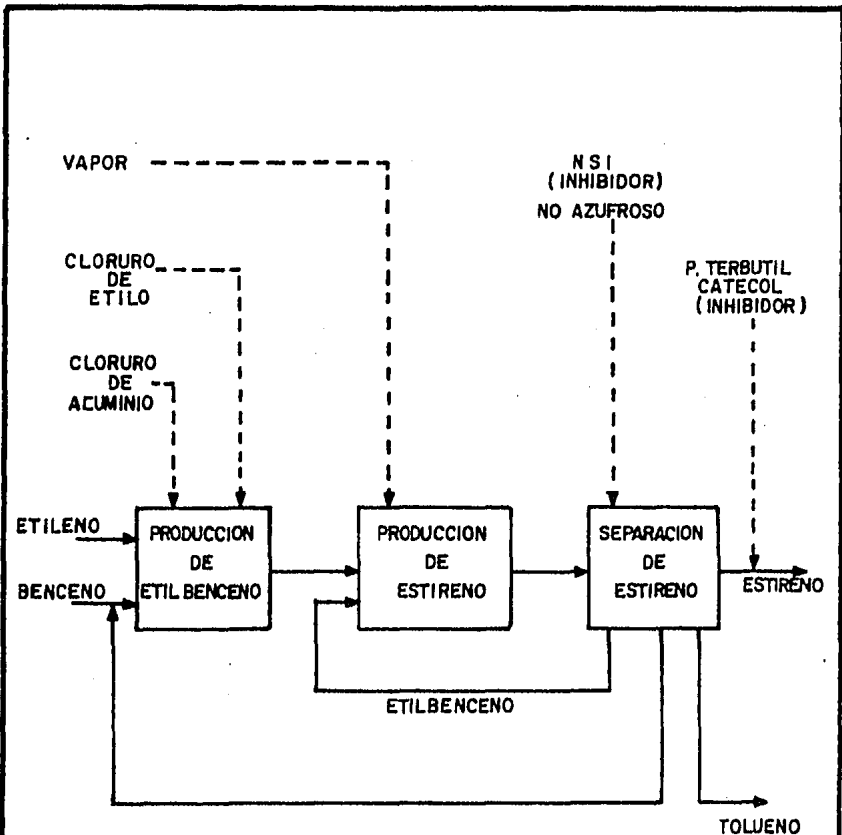
6.4 - FIG. 1

DISTRIBUCION DEL ABASTECIMIENTO DE MONOMERO DE  
ESTIRENO DURANTE 1983



6.5 - GRAFICA Nº 2

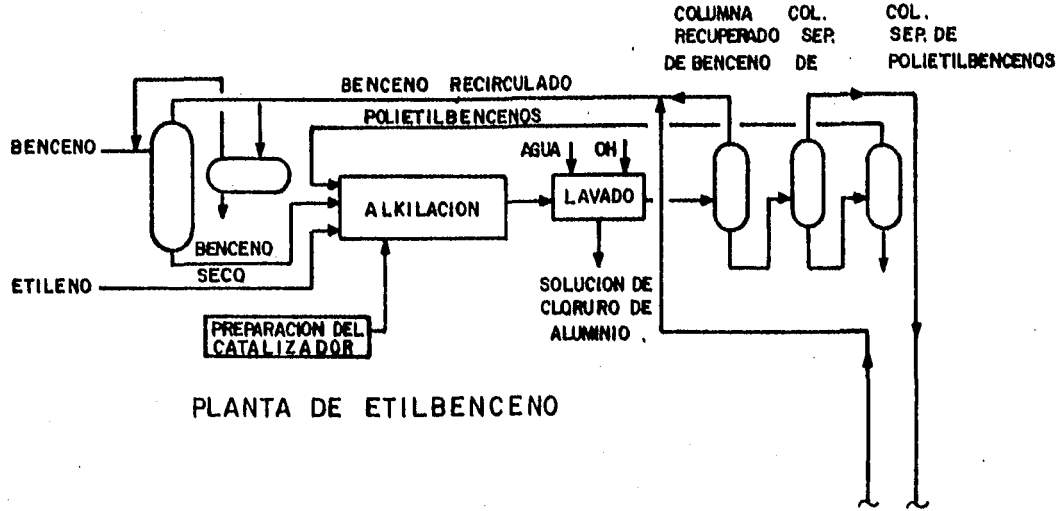
POLIMERIZACION DE ESTIRENO VS TEMPERATURA  
( SIN INHIBIDOR )



6.6 - DIAGRAMA DE FLUJO DE LOS PASOS Y MATERIAS PRIMAS NECESARIOS PARA LA PRODUCCION DE ESTIRENO

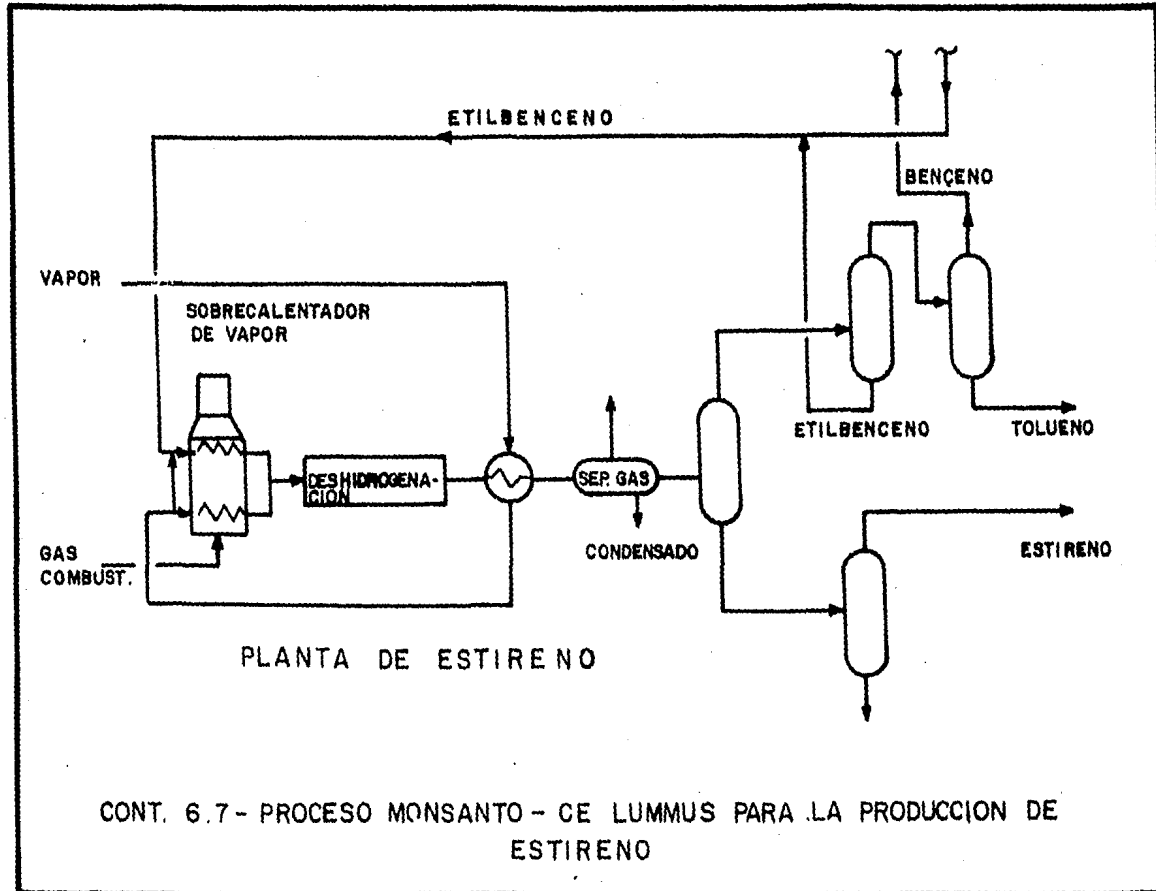


SIMPLIFICADO



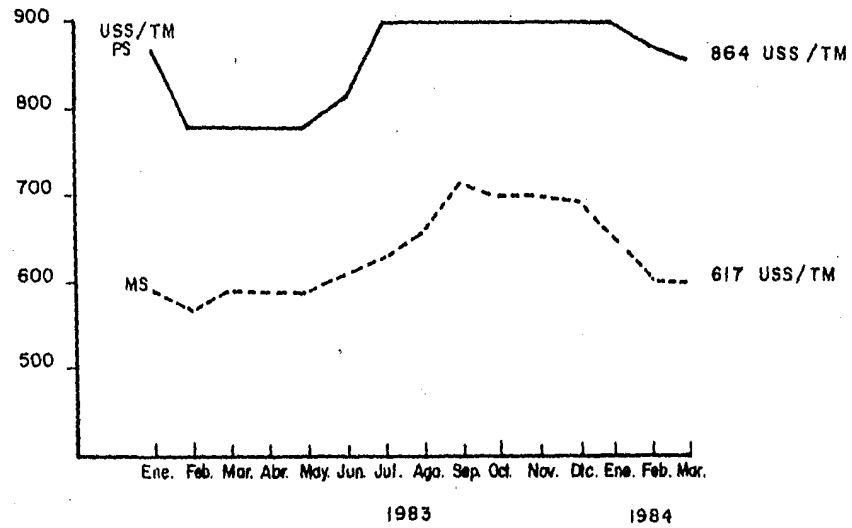
PLANTA DE ETILBENCENO

6.7 - PROCESO MONSANTO-CE LUMMUS PARA LA PRODUCCION DE ESTIRENO

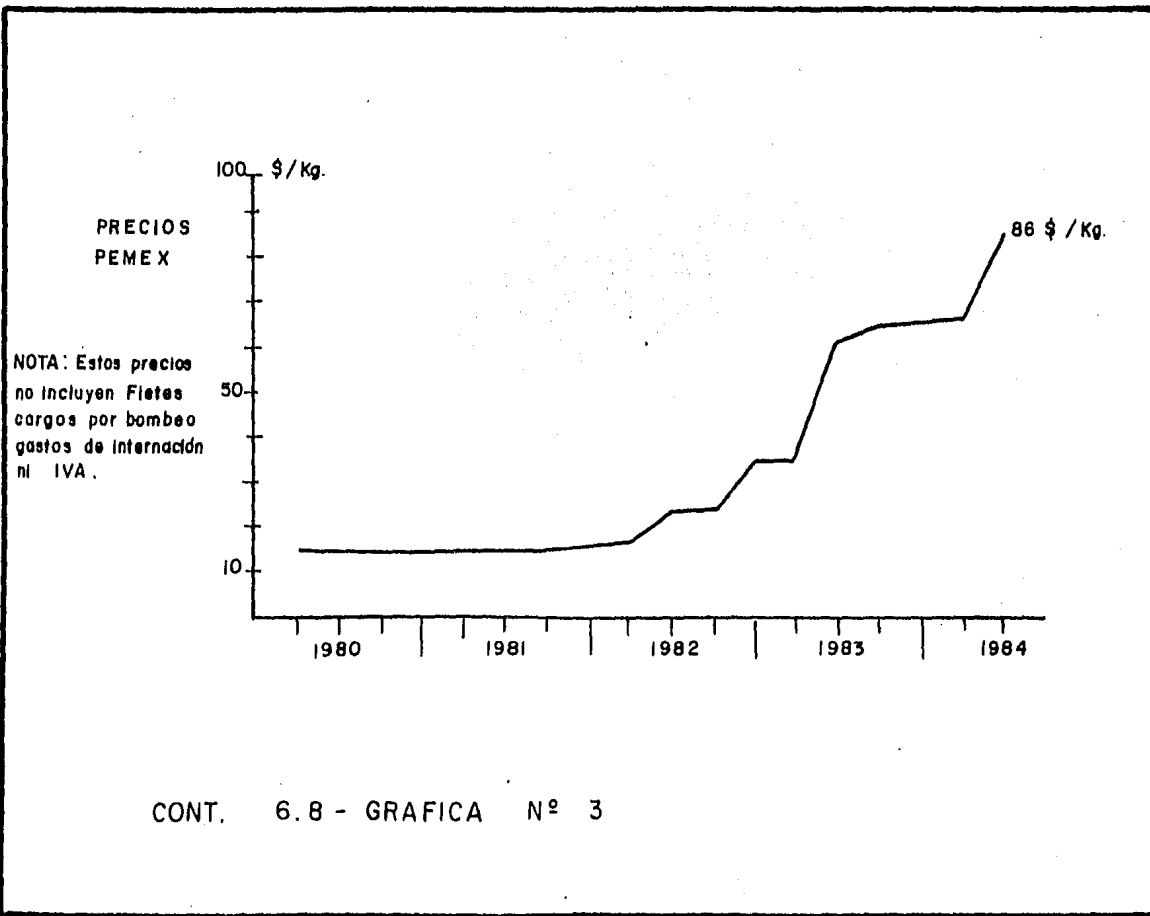


PRECIOS U. S. A.

REPORTE DE PRECIOS



6.8 - GRAFICA Nº 3



CONT. 6.8 - GRAFICA N° 3

6.9.- T A B L A No. 4

RESULTADOS DE FLUJOS DE CALOR EN EL CONDENSADOR

A) ZONA DE DESOBRECALENTAMIENTO  $C_p$  (Cal/gmol °K)

Compues to.	A	B x 10 <sup>3</sup>	C x 10 <sup>6</sup>	D x 10 <sup>9</sup>	m (gmol/h)	T <sub>2</sub> (°K)	T <sub>1</sub> (°K)	- q Cal/hr
EB	- 8.420	159.00	- 99.50	23.70	0.2532	409.87	893	7,149.860
ES	- 7.220	150.00	- 99.90	25.20	0.2115	418.00	893	5,458.440
B	- 8.790	116.00	- 76.10	18.90	0.0074	353.00	893	150.124
T	- 9.340	138.50	- 87.20	20.60	0.0036	383.70	893	86.650
AGUA	8.180	- 0.72	3.63	- 1.16	5.7750	373.00	893	2.663 x 10 <sup>5</sup>
CO	6.920	- 0.65	2.80	- 1.14	0.0444	418.00	893	133.900
CO <sub>2</sub>	5.140	15.40	- 9.94	2.42	0.0339	418.00	893	156.850
C <sub>2</sub>	0.934	36.90	- 19.30	4.01	0.0091	418.00	893	63.020
H <sub>2</sub>	6.88	- 0.022	0.21	0.13	2.7765	418.00	893	7,984.55
q <sub>d</sub> (Cal/hr)	-----							2.875 x 10 <sup>5</sup>
q <sub>d</sub> ( BTU/ hr )	-----							1140.9

- Cont. -

B) ZONA DE CONDENSACION

De las gráficas de propiedades termodinámicas se obtiene :

Compuesto	$T_1$ (°K)	$T_2$	- Hv ( Cal/hr )	- q ( Cal/hr )
Etilbenceno	409.87	409.87	84.00	2,147.20
Estireno	418.00	418.00	85.40	1,878.80
Benceno	353.10	353.10	94.00	54.33
Tolueno	383.70	383.70	88.00	28.78
Agua	373.00	373.00	590.00	61,330.50
Monox. de C.	353.00	418.00	---	21.13
Diox. de C.	353.00	418.00	---	24.75
Etileno	353.00	418.00	---	9.94
Hidrógeno	353.00	418.00	---	1.259.70
$q_c$	( Cal/hr)	-----		66,755.13
$q_c$	( BTU/hr)	-----		264.90

- Cont. -

Compues to.	C) ZONA DE SUBENFRIAMIENTO				m (g/hr)	C <sub>p</sub> (Cal/g °K)		- q (Cal/hr)
	A	B x 10 <sup>3</sup>	C x 10 <sup>6</sup>	D x 10 <sup>9</sup>		T <sub>2</sub> (°K)	T <sub>1</sub> (°K)	
EB	0.04941	2.711	- 7.210	7.649	26.840	323	409.87	1,053.415
ES	-0.03154	5.465	-14.300	14.340	22.000	323	418.00	2,101.780
B	-1.48100	15.460	-43.700	44.090	0.578	323	353.00	7.909
T	-0.14610	4.584	-13.460	14.250	0.327	323	383.70	8.383
AGUA	0.67410	2.825	- 8.371	8.601	103.950	323	373.00	5,228.930
CO	6.92000	-0.650	2.800	-1.140	0.0444	323	353.00	9.750
CO <sub>2</sub>	5.14000	15.400	- 9.940	2.420	0.0339	323	353.00	11.410
C <sub>2</sub> <sup>=</sup>	0.43400	36.900	-19.300	4.010	0.0091	323	353.00	4.590
H <sub>2</sub>	6.88000	-0.022	0.210	0.130	2.7765	323	353.00	581.400
q <sub>s</sub> ( Cal/hr )	-----							9,007.570
q <sub>s</sub> ( BTU/hr)	-----							35.740

6.10.- Programa para determinar, el nivel de líquido y gas de acuerdo a su volumen, en la calculadora Texas TI-59

LRN	RCL 01	LRN
2nd	-	
LBL	5.865	DATOS :
A	=	
STO 01	$x^2$	Meter el valor de
R/S	$(\frac{1}{x})$	h en la etiqueta
RCL 01	+	
-	(	A
5.865	5.865	Y para obtener el
=	$x^2$	valor con :
.	)	
.	=	
5.865	$\sqrt{x^2}$	
=	x	R/S
Inv	(	
2nd	RCL 01	
Sin	-	
.	4.865	
180	)	
=	=	
+	+	
.	RCL 02	
5	=	
=	x	
x	35.19	
3.1416	=	
=	-	
x	(	
(	0.000507	
5.865	x	
$x^2$	RCL 01	
)	)	
=	=	
STO 02	R/S	



## 6.11.- Diseño de Experimentos :

- A) Diseño de Experimento para definir las condiciones de operación.
- B) Diseño de Experimento para la evaluación de los -- catalizadores.

Es importante mencionar que en la realización del anteproyecto deberá existir un diseño de experimento, el cual no fue necesario efectuar para realizar el dimensionamiento de equipos (caso A) por disponerse de datos de -  
Planta Industrial <sup>\*</sup> (planta de estireno de la Refinería de Cd. Madero Tamps.) y para el caso B por no contar con la totalidad y características de los catalizadores que se - van a evaluar.

Con fin informativo de como realizar el Diseño del experimento no contemplado en el alcance de este trabajo, se presenta una metodología simplificada de como se harían las evaluaciones de los diferentes catalizadores.

(\* ) Considerando que el diseño del reactor mostrado en el texto tiene la suficiente flexibilidad para variar el lecho catalítico.

La metodología consiste en :

Para el diseño del experimento se manejan todas las variables posibles, con dos niveles : máximo y mínimo (ref. 19). Las variables a evaluar de cualquier catalizador son :

a) Concentración

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

g) Temperatura de op.

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

b) Area superficial

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

h) Presión de operación

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

c) Tamaño de Partícula :

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

i) Rel. Molar Vap/HC

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

d) Diámetro de Poro

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

e) Volumen de poro

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

f) Resistencia a la fractura

Nivel Máximo :  
Nivel Mínimo :

De acuerdo a lo anterior, todas las combinaciones posibles se organizan en una tabla (&) en la cual se indican las condiciones del proceso, dependiendo del nivel máximo o mínimo con el que se va a trabajar. El nivel máximo se designa con un signo (+) y el mínimo con un signo (-) se escogen las corridas cuyo producto de signos sea "positivo", ya que nos dan la misma información que si hiciéramos todas las corridas. Se realizan los experimentos a nivel laboratorio de las corridas establecidas.

Para encontrar las condiciones de operación óptimas, es necesario obtener una ecuación que explique el efecto que involucra cada variable en las propiedades del producto, esta ecuación deberá ser de la forma :

$$Y = a + bX_1 + cX_2 + \dots\dots\dots$$

donde :

Y = respuesta

a,b,c, = Coeficientes de regresión

$X_1, X_2, X_n$  = Variables o productos de ellas  
(Condiciones de Proceso)

Con las variables y una respuesta se forma una matriz de datos y una matriz de respuestas :

$$\begin{array}{c}
 \underline{X} \\
 (n \times p)
 \end{array}
 \begin{bmatrix}
 X_0 & X_{11} & \dots & X_{1p} \\
 1 & X_{21} & \dots & X_{2p} \\
 \vdots & & & \\
 \vdots & & & \\
 1 & X_{n1} & \dots & X_{np}
 \end{bmatrix}
 \begin{array}{c}
 \underline{Y} \\
 (n \times 1)
 \end{array}
 \begin{bmatrix}
 Y_1 \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 Y_p
 \end{bmatrix}$$

A continuación se obtiene la transpuesta de la matriz de datos ( $\underline{X}'$ ), con lo cual se obtiene una matriz de ( $p \times n$ ). Se multiplica ( $\underline{X}$ ) por ( $\underline{X}'$ ), es decir :

$$(\underline{X}) (\underline{X}') = (n \times p) (p \times n) = (p \times p)$$

Se obtiene la inversa de este producto  $((\underline{X}) (\underline{X}'))^{-1}$  que seguirá siendo ( $p \times p$ ). Además se efectúa el producto de  $(\underline{X}')$  con ( $\underline{Y}$ ) :

$$(\underline{X}') (\underline{Y}) = (p \times n) (n \times 1) = (p \times 1)$$

multiplicar  $((\underline{X}) (\underline{X}'))^{-1} ((\underline{X}') (\underline{Y})) = (p \times p) (p \times 1) = (p \times 1)$

de este producto se obtiene la matriz de coeficientes de regresión :

$$((\underline{X}) (\underline{X}'))^{-1} ((\underline{X}') (\underline{Y})) = \begin{bmatrix} a \\ b \\ \cdot \\ \cdot \\ \cdot \end{bmatrix}$$

Con estos coeficientes se comprueba que los valores observados de la respuesta sean muy parecidos a los experimentales. Si no resulta lo anterior se propone otro modelo por ejem. se prueba usando productos de variables -- ( $x_1 x_2$ ,  $x_1^{22}$ ,  $x_1^2 x_2^2$ , etc.); se repite el procedimiento descrito hasta que los valores calculados sean satisfactorios.

EJEMPLO DE LA TABLA A REALIZAR

560-620	40-60	5-10	.....	Producto
T	C	A	.....	
+	+	+	.	+
+	+	-	.	-
+	-	+	.....	-

El número de combinaciones será :

$$2^V + 1$$

Siendo V = número de variables o condiciones de proceso.

T = Temperatura

C = Concentración

A = Area Superficial.

Si se toman valores intermedios entre el nivel máximo y el nivel mínimo estos se designaran con un "0" .

6.12.- Lista de variables :

RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO Y SEPARADOR  
VAP-LIQ-LIQ.

$A_1$	Area disponible del agua más la de los hidrocarburos (cm)
$A_G$	Area requerida para la separación del gas ( $ft^2$ )
$d$	Densidad ( $g/cm^3$ )
$D_T$	Diámetro del tanque (cm)
$\rho_L$	Densidad de la fase ligera (HC). ( $lb/ft^3$ )
$\rho_P$	Densidad de la fase pesada ( $H_2O$ ) ( $lb/ft^3$ )
$h$	Altura del líquido, correspondiente a su volumen parcial (cm)
$h_1$	Altura del agua más la de los hidrocarburos (cm)
$K_s$	Constante (0.333 para hidrocarburos-agua)
$L_T$	Longitud total del tanque (cm)
$Q$	Flujo total volumétrico ( $cm^3/hr$ )
$Q'_G$	Flujo del gas ( $ft^3/hr$ )
$R$	Radio del tanque (cm)
$t$	tiempo de residencia (min.)
$U_C$	Viscosidad de la fase continua (HC) (cp)
$V_G$	Velocidad de separación del gas (ft/seg.)

- $V_s$  Velocidad de separación de las fases líquidas inmiscibles. (in/min)
- $V_T$  Volumen total del tanque ( $cm^3$ )

BALANCE DE MATERIA

- A Corriente de entrada de etilbenceno al reactor (g/hr)
- B Benceno
- $\bar{B}$  Corriente de vapor necesario por la estequiometria de la reacción. (g/hr)
- C Corriente de gases incondensables a la salida del reactor (g/hr)
- D Corriente de hidrocarburos condensables a la salida del reactor (g/hr)
- D' Cantidad de exceso de agua (g/hr)
- EB Etilbenceno
- ES Estireno
- T Tolueno
- X Fracción peso.

REACTOR

- Ac Area de la sección transversal



D	Diámetro interno del tubo (ft)
$d_p$	Densidad aparente del catalizador (lb/ft <sup>3</sup> )
$\Delta H$	Calor de reacción (BTU/lb mol) (lb/in <sup>2</sup> )
F	Masa del reactante a la entrada del reactor (lb/hr)
$F_t$	Flujo másico total (lb/hr)
$F_t C_p$	Capacidad calorífica de la mezcla reaccionante (BTU/°F hr)
K	Constante de equilibrio (adimensional)
$K_1, K_2$	Constantes de velocidad de reacción (lb mol ES producido/hr atm lb cat.)
m	Masa del vapor de agua (lb/hr)
M	Peso molecular del reactante (lb/lb mol)
M'	Peso molecular del agua (lb/lb mol)
P	Presión en el reactor ( lb/in <sup>2</sup> )
$P_{EB}$	Presión parcial del etilbenceno
$P_{ES}$	Presión parcial del estireno
$P_{H_2}$	Presión parcial del hidrógeno
$r_p$	Velocidad total de reacción
t	Temperatura de los alrededores (°R)
T	Temperatura de la reacción (°R)
T'	Temperatura de la mezcla de alimentación al reactor (°R)
W	Masa del catalizador

- x      Conversión del reactante
- z      Altura del lecho catalítico (ft)

CONDENSADOR

- A, B, C, D,      Constantes empíricas
- $A_d$  ,  $A_c$  ,  $A_s$       Superficie limpia para la transferencia de calor en la zona de sobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento (ft<sup>2</sup>)
- a"                  Superficie por ft. lineal exterior (ft<sup>2</sup>/ft)
- $a_t$  ,  $a_a$           Area de flujo por el lado del tubo y la coraza respectivamente (ft<sup>2</sup>)
- B                  Benceno
- $C_{P_m}$               Capacidad calorífica de la mezcla gaseosa (BTU/hr ft<sup>2</sup> (°F/ft))
- D                  Diámetro interno del tubo (ft)
- D'                  Diámetro interno del tubo (in)
- $D_1$                   Diámetro externo por el lado del tubo (ft)
- $D_1'$                   Diámetro externo por el lado del tubo (in)
- $D_2$                   Diámetro interno por el lado de la coraza (ft)
- $D_2'$                   Diámetro interno por el lado de la coraza (in)
- $D_3$                   Diámetro externo por el lado de la coraza (ft)
- $D_3'$                   Diámetro externo por el lado de la coraza (in)

De	Diámetro equivalente por el lado de la coraza (ft)
De'	Diámetro equivalente para la caída de presión (ft)
$\rho_f$	Densidad de la mezcla líq-gas, evaluada a la temperatura de la película (lb/ft <sup>3</sup> )
$\Delta F_a$	Caída de presión expresada en ft. de líq. en tuberías.
$\Delta H_{v_i}$	Calor de vaporización del elemento i (Cal/g)
$\Delta P$	Caída de presión en general (lb/in <sup>2</sup> )
$\Delta t_{Ba}$	Diferencia verdadera de temperatura balanceada en $Q = U_D A / \Delta t$ (°F)
$(\Delta t)_d$ , $(\Delta t)_c$ , $(\Delta t)_s$	Diferencias de temperatura verdadera o ficticia para sobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento (°F)
EB	Etilbenceno
ES	Estireno
$F_l$	Caída de presión cuando el flujo entra y sale del intercambiador
f	Factor de corrección para $h_i$ , determinado con D.
f'	Factor de fricción para la caída de presión (Lb/in <sup>2</sup> , ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup> )
g	Aceleración de la gravedad $4.18 \times 10^8$ (ft/hr)
g'	Aceleración de la gravedad (ft/seg <sup>2</sup> )
G"	Carga para un tubo horizontal (lb/hr ft lineal)
$G_t$ , $G_a$	Masa velocidad por el lado de los tubos y coraza (lb/ft <sup>2</sup> hr)

$h, h_i, h_{i0}$	Coefficientes de transferencia de calor en general, para fluido interior y fluido exterior respectivamente (BTU/hr ft <sup>2</sup> °F)
$h_{i0}$	Valor de $h_i$ cuando está referido al diámetro exterior del tubo (BTU/hr ft <sup>2</sup> °F)
$\bar{h}$	Coefficiente promedio de la película en la zona de condensación (BTU/hr ft <sup>2</sup> °F)
$j_H$	Factor de transferencia de calor (adimensional)
$K_F$	Conductividad térmica de la mezcla líq-vap, - evaluada a la temperatura de la película ---- (BTU/hr ft <sup>2</sup> (°F/ft))
$K_m$	Conductividad térmica de la mezcla gaseosa (BTU/hr ft <sup>2</sup> (°F/ft))
$L$	Longitud total del intercambiador de calor para la transferencia de calor (ft)
$L_c$	Longitud para la transferencia de calor en la zona de condensación (ft)
$m$	Flujo másico del fluido caliente (lb/hr)
$m_i$	Flujo másico del elemento i (g/hr)
$m_i'$	Flujo molar del elemento i (mol/hr)
$N_t$	Número de tubos (adimensional)
$PM$	Peso molecular (g/mol)
$\overline{PM}$	Peso molecular promedio (g/mol)
$Q_T$	Flujo total de calor (BTU/hr)
$Q_T'$	Flujo total de calor (Cal/hr)



$q_d, q_c, q_s$	Flujo de calor en la zona de desobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento. (BTU/hr)
$q_d', q_c', q_s'$	Flujo de calor en la zona de desobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento. (Cal/hr)
$Re_t, Re_a$	Número de Reynolds por el lado del tubo y coraza (adimensional)
$Re_a'$	Número de Reynolds para la caída de presión en el lado de la coraza (adimensional)
$SG_f$	Gravedad específica evaluada a $t_f$
T	Tolueno
$T_1$	Temperatura de entrada al condensador del fluido caliente ( $^{\circ}K$ )
$T_2$	Temperatura de salida del condensador del fluido caliente ( $^{\circ}K$ )
$T_a$	Temperatura promedio de subenfriamiento ( $^{\circ}F$ )
$T_{ad}$	Temperatura promedio en la zona de desobrecalentamiento ( $^{\circ}F$ )
$T_b$	Temperatura de ebullición ( $^{\circ}K$ )
$T_v$	Temperatura promedio de condensación ( $^{\circ}F$ )
$t_1$	Temperatura de entrada al condensador del fluido frío ( $^{\circ}K$ )
$t_2$	Temperatura de salida del condensador del fluido frío ( $^{\circ}K$ )
$t_a$	Temperatura promedio durante la condensación del fluido frío ( $^{\circ}F$ )
$t_f$	Temperatura promedio de película ( $^{\circ}F$ )

$t_w$	Temperatura de la pared del tubo ( $^{\circ}\text{F}$ )
$U_d, U_c, U_s$	Coefficientes totales limpios de desobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento respectivamente ( $\text{BTU/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$ )
$U_f$	Viscosidad de la mezcla líq-gas, evaluada a la temperatura de la película ( $\text{lb/hr ft}$ )
$U_m$	Viscosidad de la mezcla gaseosa ( $\text{lb/ft hr}$ )
$V$	Velocidad ( $\text{ft/seg}$ )
$w$	Flujo másico del fluido frío ( $\text{lb/hr}$ )
$W$	Flujo másico del fluido caliente ( $\text{lb/hr}$ )
$X$	Fracción peso
$Y$	Fracción mol

#### RESISTENCIAS ELECTRICAS

$A_t$	Area de transferencia de calor ( $\text{ft}^2$ )
$C$	Circunferencia de la espiral ( $\text{mm}$ )
$C_p$	Capacidad calorífica en función de la temperatura ( $\text{Cal/mol } ^{\circ}\text{K}$ )
$C_t$	Factor de corrección por temperatura para resistencias electricas (adimensional)
$D$	Diámetro de la espiral ( $\text{mm}$ )
$DI$	Diámetro interno del tubo ( $\text{in}$ )

DE	Diámetro externo del tubo (in)
$\bar{D}$	Diámetro interno del tubo (ft)
d	Diámetro del hilo (mm)
$\bar{d}$	Distancia entre las espiras (mm)
$\Delta t$	Temperatura media logarítmica (LMDT) ( $^{\circ}\text{F}$ )
$\rho$	Densidad del fluido ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )
E	Voltaje (Volts)
$h_i$	Coefficiente de transferencia de calor para el fluido interior ( $\text{BTU}/\text{ft}^2 \text{ hr } ^{\circ}\text{F}$ )
$h_{io}$	Coefficiente de transferencia de calor cuando ésta referido al diámetro exterior del tubo ( $\text{BTU}/\text{ft}^2 \text{ hr } ^{\circ}\text{F}$ )
$L_{pce}$	Longitud de hilo requerido por cada espira (mm)
$L_{pcv}$	Longitud requerida de hilo por vuelta (mm)
$L_t$	Longitud del conductor térmico (m)
$L'_t$	Longitud del conductor térmico (mm)
$L_{zp}$	Longitud de transferencia de calor en la zona de precalentamiento (ft)
$L'_{zp}$	Longitud de transferencia de calor en la zona de precalentamiento (mm)
N	No. de espiras por vuelta
$N_v$	Número de vueltas
$P_o$	Potencia (watts)
Q	Flujo de calor ( $\text{BTU}/\text{hr}$ )

$R_{20}$  Resistencia fría (  )  
 $R_t$  Resistencia caliente (  )  
 $t'$  Temperatura de la resistencia (°F)



## VII.- BIBLIOGRAFIA

- 1.- Manual de Operación de la Planta de Estireno de Cd. Madero Tamaulipas.  
División de Procesos Petroquímicos  
Instituto Mexicano del Petróleo.
- 2.- Procesos de transferencia de Calor  
Donald Q. Kern  
Décima Quinta Edición.
- 3.- Ingeniería de la Cinética Química  
J.M. Smith  
Segunda Edición.
- 4.- The Condensed Chemical Dictionary  
Van Nostrand Reinhold  
Novena Edición, 1977
- 5.- Styrene its Polymers, Copolymers and Derivates  
Ray H. Boundy, Raymond F. Boyer  
Parte I
- 6.- Información Técnica sobre Diseño  
Departamento de Diseño de Plantas Piloto  
Instituto Mexicano del Petróleo.
- 7.- Physical & Thermodynamic Properties  
Chemical Engineering  
August 16, 1976  
January 19, 1976  
October 25, 1976  
September 29, 1975
- 8.- Método UCI para evaluación a nivel Planta Piloto de los catalizadores para obtención de Estireno  
United Catalysts Incorporation  
March 27, 1984

- 9.- Manual del Ingeniero Químico  
John H. Perry  
Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana,  
México, D.F.  
Quinta Edición.
- 10.- Probabilidad y Estadística para Ingenieros  
Irwin Miller, John E Freund  
Segunda Edición.
- 11.- Kirk Othmer  
Encyclopedia of Chemical Technology  
Hohn Wiley E Sons, U.S.A.  
Vol. 6
- 12.- R.R. Wenner y F.C. Dybdal  
Chemical Engineering Progr., 44,275(1948).
- 13.- Baron, R.L. Sizing, Líquid-Liquid  
Phase separators empirically  
Chemical Engineering. July 8, 11(1974).
- 14.- Bird, Rbistewart, We/Lightfoot, E.N.  
Transport Phenomena  
John Willey E Sons Inc.  
New York.
- 15.- Carberry, J.J.  
Chemical And Catalytic Reaction Engineering  
Mc. Graw-Hill Book Co.  
New York, 1976
- 16.- " Notas sobre Transmisión de Calor "  
Harold S. Dutton  
División de Electrónica, Febrero 1974  
Instituto Mexicano del Petróleo.
- 17.- Instructivos Internos de Trabajo  
Subdirección de Ingeniería de Proyectos  
Instituto Mexicano del Petróleo.

- 18.- Manual Kanthal, 1969  
Aktiebolaget Kanthal  
Departamento de Electrónica  
Instituto Mexicano del Petróleo
- 19.- Planeación y análisis de Experimentos Industriales  
Ing. Q. Gilberto Fabila Carrera  
Talleres de Graphoprint Advertising S.A.  
Junio 1980