



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

---

---

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLÁN

**EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA PARA LA  
PUESTA EN MARCHA DE UNA PLANTA  
PRODUCTORA DE ALCOHOL FENILETÍLICO.**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**P R E S E N T A**

**ARTURO MONTES OLIVARES**

**ASESOR:**

**I.Q. RAFAEL DE CELIS Y CONTRERAS**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN  
 UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN ESCOLAR  
 DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.  
 ASUNTO: VOTO APROBATORIO  
 SUPERIORES CUAUTITLÁN

DRA. SUEMI RODRÍGUEZ ROMO  
 DIRECTORA DE LA FES CUAUTITLÁN  
 PRESENTE



ATN: L.A. ARACELI HERRERA HERNÁNDEZ  
 Jefa del Departamento de Exámenes  
 Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el Art. 28 del Reglamento de Exámenes Profesionales nos permitimos comunicar a usted que revisamos la: TESIS

Evaluación Técnica y Económica para la Puesta en Marcha de una Planta Productora de Alcohol Feniletílico

Que presenta el pasante: Arturo Montes Olivares  
 Con número de cuenta: 40709061-5 para obtener el Título de: Ingeniero Químico

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

ATENTAMENTE  
 "POR MI RAZA HABLARA EL ESPÍRITU"  
 Cuautitlán Izcalli, Mex. a 01 de Octubre de 2012.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	IQ. Rafael De Celis y Contreras	
VOCAL	Dr. Ricardo Paramont Hernández García	
SECRETARIO	IQ. María Elena Quiroz Macías	
1er SUPLENTE	M. en I. Arturo Ortega Díaz	
2do SUPLENTE	M.E.E. María Teresa Ylizaliturri Gómez Palacio	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional (art. 120).  
 HHA/pm

**Este trabajo representa un logro muy importante en mi vida, y para poder llegar a este momento existen muchas personas las cuales con su apoyo, amistad y cariño han sido fundamentales. Una forma de agradecer todo lo que me han brindado es dedicándoles esta tesis que he realizado con mucho entusiasmo, esfuerzo y dedicación.**

A Hilaria Olivares Velasco, Mamá, mami, tu apoyo a lo largo de mi vida ha representado la bendición más importante que he tenido, te agradezco todo el esfuerzo que haz hecho por la familia, siempre he tenido la confianza de hablar contigo en momentos difíciles y también al compartir mis alegrías, los consejos que me haz brindado siempre los tengo en cuenta, tu entusiasmo, tu música, tu comida, tu amor, siempre están en mí.

A Vicente Arturo Montes Hernández, Papá, sin duda lo que me has brindado a lo largo de mi vida ha sido muy importante para que este objetivo sea posible, las charlas y consejos que hemos tenido en la forma que tu haz dicho: como amigo, lo tomo en cuenta.

A Cesar Montes Olivares, Hermano, carnal, agradezco a la vida no haber sido hijo único... Gracias por estar en esos momentos de alegría y también tristeza en donde nos hicimos compañía, me siento muy orgulloso de tu dedicación de estudiar Ingeniería Química, el objetivo lo alcanzaras, mi apoyo siempre estará contigo.

A mis abuelos, Andres, Eduarda, Prospero, Rita, gracias por todo el cariño que han tenido hacia mí, donde quiera que estén esto también es suyo.

A mis primos, Delfino, Andres, Guillermo, Jose Luis, quienes representan una amistad sincera.

A Raquel, Amiga, sabes que siempre el cariño que tengo estará contigo, gracias por compartir una etapa muy importante de mi vida, a pesar de la distancia y vernos poco se te quiere.

A Mario Taboada, carnal, gracias, por el ánimo y apoyo que me has brindado.

A los amigos de la generación IQ 34 con quienes la sufrimos y panchageamos bastante a gusto: Omar, Chavelas, Gabo, Poncho, Cuter, Adal, Jairo, Norma, Denis, Andrea, Tania, Sol, Almendra, desde luego los Flacos, Juanjo, Hector, Jose Luis. También a una amiga querida Mónica de FESC-4.

Sin duda a mis carnales, Adrián, Marco, Datan, Azahel, Diego, Ice, quienes desde hace 9 años hemos compartido momentos importantes en la vida.

También a mis amigos, Marcela, Parch, Meño, Chucho, Jose Luis, Jose Carlos, Marita.

A Tlanesi Duran, agradezco el poder haberte conocido en una etapa de mi vida completamente nueva, las charlas que tuvimos representan algo importante, y la manera que encuentro para agradecer es diciéndote que este trabajo también es tuyo.

**Para poder llegar a realizar esta tesis se presentaron esfuerzos de distintas personas e instituciones que con sus comentarios correcciones y apoyo contribuyeron para que este trabajo fuera posible, por cual les quiero agradecer.**

Sin duda a mis padres que con su apoyo económico y moral han sido fundamentales. GRACIAS.

A la UNAM, por que es un orgullo pertenecer a esta institución que brinda la oportunidad de cumplir metas como la que hoy se presenta.

A la FES Cuautitlán por todo el apoyo en sus instalación y desde luego y fundamentalmente a todos los maestros y de más personas que hacen que sea posible esta meta.

A mi asesor, Ingeniero Rafael Decelis Contreras, es un honor a ver hecho este trabajo con su asesoría, tengo muy presente todos los consejos que ha me brindado. GRACIAS.

## Contenido

### CAPITULO I. GENERALIDADES.

I.1.0. ANTECEDENTES. ....	1
I.2.0. OBJETIVOS. ....	3
I.2.1. Objetivo general. ....	3
I.2.2. Objetivos específicos. ....	3
I.3.0. MÉTODOS INDUSTRIALES PARA LA PRODUCCIÓN DE 2-FENILETANOL. ....	3
I.3.1. Síntesis con reactivos de Grignard. . ....	3
I.3.2. Alquilación Friedel-Craft. ....	4
I.3.3. Apertura de epóxido con un agente reductor. ....	4
I.4.0. MÉTODOS CATALÍTICOS PARA LA OBTENCIÓN DE 2-FENILETANOL. ....	5
I.4.1. Catálisis homogénea. ....	5
I.4.2. Catálisis heterogénea como una alternativa para la producción industrial de 2-feniletanol.....	6
CAPITULO II. ANÁLISIS DEL PRODUCTO. ....	8
II.1.0 AUTORIZACIONES. ....	8
II.2.0. MERCADO.....	10
II.3.0. CAPACIDAD DE LA PLANTA. ....	13
CAPITULO III. OBTENCIÓN ÓXIDO DE ESTIRENO.	
III.1.0 CATALIZADOR TIPO HIDROTALCITA. ....	14
III.1.1. Estructura de las hidrotalcitas. ....	15
III.1.2. Procedimiento para la producción de catalizador tipo hidrotalcita. ....	16
III.1.3. Cálculo de pH. ....	17
III.1.4. Reconstrucción de la estructura hidrotalcita mediante hidratación favoreciendo su reutilización. .....	19
III.1.5. Requerimientos para la producción de una tonelada de catalizador tipo hidrotalcita. ....	20
III.2.0. ACTIVIDAD CATALÍTICA DE CATALIZADORES TIPO HIDROTALCITA EN LA OBTENCIÓN DE OXIDO DE ESTIRENO. ....	20
III.2.1. Efecto de las condiciones de activación. ....	21
III.2.2. Efecto del disolvente. ....	22

III.2.3. Influencia de la temperatura de reacción .....	23
III.2.4. Requerimientos para la producción de una tonelada de óxido de estireno.. .....	23
IV.OBTENCIÓN DE 2-FENIL ETANOL	
IV.1.0. ACTIVIDAD CATALÍTICA EN FASE LIQUIDA. ....	26
IV.1.1. Requerimientos para la producción de una tonelada de 2-feniletanol. ....	29
V. PRODUCCIÓN DE 2-FENILETANOL (ANÁLISIS TÉCNICO).	
V.1.0 PRODUCCIÓN CATALIZADOR TIPO HIDROALCITA. ....	30
V.1.1. Especificaciones y requerimientos de materia prima y solvente.....	30
V.1.2. Diagrama de bloques de producción de catalizador tipo hidrotalcita.....	39
V.1.3. Reactor para producción de hidrotalcita DC-1103 (características).....	40
V.1.3.1. Análisis del consumo de energía del reactor DC-1103 .....	41
V.1.4. Mezclador para producción de hidrotalcita GD-1101 (características). ....	42
V.1.4.1. Análisis del consumo de energía del mezclador GD-1101 .....	42
V.1.5. Análisis del flujo de adición de disolución. ....	43
V.2.0 PRODUCCIÓN DE OXIDO DE ESTIRENO COMO MATERIA PRIMA PARA LA PRODUCCIÓN DE 2-FENILETANOL. ....	46
V.2.1. Especificaciones y requerimientos de materia prima, catalizador y solventes. ....	46
V.2.2. Diagrama de bloques de producción 2-Feniletanol. ....	56
V.2.3. Reactor para producción de oxido de estireno DC-1101 (características).....	57
V.2.3.1. Análisis del consumo de energía del reactor DC-1101. ....	58
V.2.4. Recuperación de solventes y obtención de oxido de estireno. ....	59
V.2.4.1. Memoria de cálculo torres de destilación. (DA-1101) .....	59
V.2.4.2. Medio de calentamiento. ....	79
V.2.4.2.1. Selección de reboiler. ....	79
V.2.4.2.2. Selección de calentador a fuego directo .....	81
V.2.4.2.3. Análisis energético de reboiler (BA-1101.) .....	88
V.2.4.2.4. Consumo de combustible en reboiler (BA-1101.) .....	89

V.2.4.3. Memoria de cálculo de condensador en torre de destilación. (EA-1101)	97
V.2.4.4. Memoria de cálculo de tanques de proceso (FA-1102).	109
V.2.4.5. Memoria de cálculo de tanques de balance de entrada a torre de destilación (FA-1101)	116
V.2.4.6. Memoria de cálculo tanques de almacenamiento de materia prima (FB-1101).	119
V.2.4.6.1. Tanque de almacenamiento de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> al 50% (FB-1102).	124
V.3.0 PRODUCTO FINAL 2-FENILETANOL.	125
V.3.1. Especificaciones de producto terminado.	125
V.3.2. Especificaciones y requerimientos de materia prima, catalizador y solventes.	127
V.3.3. Reactor para producción de oxido de estireno DC-1102 (características)	135
V.3.3.1. Análisis del consumo de energía del reactor DC-1102.	139
V.3.4. Calculo de materia prima hidrogeno.	140
V.3.5. Recuperación de solventes y obtención de 2-Feniletanol.	144
V.3.6. Enfriamiento de 2-feniletanol para almacenamiento (EA-1103).	146
V.4.0 HOJAS DE DATOS DE EQUIPOS.	152
V.5.0. DIAGRAMAS.	176
V.5.1. Diagrama de flujo de proceso.	176
V.5.2. Diagrama de tubería e instrumentación.	177
V.5.3. Localización general de equipos de proceso.	178
V.5.4. Localización general de la planta.	179
V.5.5. Flujo de materias primas dentro de la planta.	180
V.5.6. Memoria de cálculo dimensionamiento de tuberías. (línea P-1101)	181
V.6.0 servicios auxiliares.	182
V.6.1 servicio agua de enfriamiento.	182
V.6.2. servicio energía eléctrica.	184
VI. ESTUDIO ECONÓMICO.	
VI.1.0. PLAN GLOBAL DE INVERSIONES.	187
VI.2.0. COSTO DE OPERACIÓN Y RESNTABILIDAD.	192

VI.3.0. PUNTO DE EQUILIBRIO. ....	198
VI.4.0. FLUJO DE EFECTIVO. ....	201
VI.4.1. Flujo de efectivo para la construcción. ....	201
VI.4.2. Flujo en operación. ....	207
VI.5.0. BALANCE. ....	208
VI.6.0. TASA INTERNA DE RETORNO O DE RECUPERACIÓN. ....	212
VI.7.0. CAMBIO DE VALORES CONSTANTES A VALORES CORRIENTES. ....	215
VI.8.0. PRODUCTIVIDAD. ....	216
VI.8.0. CONCLUSIONES. ....	218
BIBLIOGRAFIA. ....	219

## CAPÍTULO I. GENERALIDADES.

### I.1.0. ANTECEDENTES.

El 2-feniletanol(alcohol feniletelítico) posee características adecuadas para ser uno de los principales componentes en la industria de perfumes y fragancias, de forma natural se encuentra en un gran número de aceites esenciales de flores y plantas sin embargo esta presencia es en muy bajas concentraciones, excepto en aceites esenciales de rosas en el que representa el 60% dependiendo de la variedad de rosa seleccionada, el 2-feniletanol es un líquido transparente e incoloro que tiene un agradable olor a rosas. Además es utilizado en la industria farmacéutica como anestésico local, antiséptico y como solvente. Es considerado como repelente de mosquitos y tiene propiedades fungicidas. (15)

No sólo en México sino en el mundo, es insustituible en la composición de aromas florales cuyas características de inocuidad, seguridad y bajo costo lo hacen imprescindible en fragancias para productos del aseo personal y del hogar por sus efectos sensoriales, como jabones de lavandería y tocador, detergentes de ropa, suavizantes, detergentes de trastes, shampoo, cremas, desodorantes, limpiadores, principalmente. Existen empresas representativas del sector industrial que lo utilizan, Colgate-Palmolive y Procter & Gamble, que venden a 29 países su producción en México; además de distribuidores y 80 pymes, como La Corona.

Es importante conocer la condición regulatoria del producto. En México la institución encargada de la vigilancia y regulación es COFEPRIS (comisión federal para la protección contra riesgos sanitarios).

En el año 2009 se publica en diario oficial de la federación el ACUERDO POR EL QUE SE ADICIONA EL DIVERSO QUE ESTABLECE MEDIDAS DE CONTROL Y VIGILANCIA PARA EL USO DE **ACIDO FENILACETICO**, SUS SALES Y DERIVADOS; METILAMINA; ACIDO YODHIDRICO Y FOSFORO ROJO. El ácido fenilacético es el producto al cual se le detectó una tendencia de utilización como un precursor de 1-fenil-2propanona que es una materia prima de metanfetaminas. Hasta el año 2010 el 2-feniletanol estaba considerado un producto químico esencial sin embargo en noviembre del mismo año se añadió un párrafo al acuerdo antes presentado, en el cual ya es considerado el 2-feniletanol como un derivado del ácido fenilacético, estableciendo medidas de control y vigilancia severas contra el producto. Si bien es cierto es posible obtener ácido fenilacético a partir de 2-feniletanol existen sustancias esenciales para lograr la síntesis de ácido fenilacético, dichas sustancias ya están reguladas, esto genera un problema en la industria de perfumes y fragancias, lo anterior se ha discutido en diversas ocasiones con las autoridades del país no generando una modificación de la situación regulatoria del producto.

En noviembre del 2010 se puso en jaque a la industria de perfumes y fragancias ya que se retuvieron en aduanas de los puertos de Manzanillo, y después en Nuevo Laredo, Veracruz, y Altamira cuantiosos embarques de 2-feniletanol. Esto afecta de manera considerable la competitividad principalmente de pymes involucradas en el sector.

A continuación se muestran en detalle, los requisitos que todo importador deberá cumplir antes de ingresar tales sustancias que están dentro del acuerdo mencionado anteriormente, son a saber:

I. Certificar ante Oficina Consular la documentación que ampare estupefacientes, sustancias psicotrópicas, productos o preparados que los contengan. Para ello deberán exhibir:

a) Permiso sanitario, expedido por las autoridades competentes del país de donde procedan, autorizando la salida de los productos que se declaren en los documentos consulares correspondientes, invariablemente tratándose de estupefacientes y cuando así proceda respecto de sustancias psicotrópicas, y;

b) Permiso sanitario expedido por la Secretaría de Salud, autorizando la importación de los productos que se indiquen en el documento consular. Este permiso será retenido por el cónsul al certificar el documento.

Asimismo, algunas oficinas consulares requieren otros requisitos, como lo son:

a) Factura original del producto a importar.

b) Certificado de Análisis original.

c) Pago de derechos. Cabe señalar que algunas oficinas consulares solicitan sea pagado el mismo día en que se solicita el trámite. Costos y a nombre de quien se depositará varía según la oficina que se trate.

II. Una vez satisfechos dichos trámites, estos son los siguientes que deberán cumplirse para que la aduana reciba la materia prima:

**A.** El Establecimiento importador informará por escrito a la Secretaría, en un plazo no mayor de tres días, su entrada al país, manifestando:

- i. El número y fecha del permiso de importación;
- ii. El nombre, cantidad, número de lote y fecha de caducidad del Insumo;
- iii. La procedencia;
- iv. La compañía transportadora, número de guía, y
- v. El número de la factura;

**B.** El importador deberá presentar a la autoridad sanitaria adscrita a la aduana

Correspondiente, la siguiente documentación:

- i. Copia al carbón con firma autógrafa, del permiso de importación;
- ii. Original y copia de la factura certificada por el cónsul mexicano en el país de

- iii. origen;
- iv. Copia del certificado de análisis del fabricante;
- v. Copia de la guía área, terrestre o marítima, y
- vi. Pedimento aduanal.

Una vez satisfechos estos requisitos, la Secretaría enfajillará de inmediato en su totalidad el Insumo (3).

Como podemos notar se complica la importación de 2-feniletanol y debido a la inexistente producción local se pretende plantear una alternativa de producción en México y con ello poder ofrecer a la industria un producto con un precio competitivo.

## **I.2.0. OBJETIVOS.**

### **I.2.1. Objetivo general.**

Evaluar los aspectos económicos y técnicos para la construcción de una planta de 2-feniletanol en México, usando como base las estadísticas actuales del producto, así como un método de producción para conocer la posibilidad de poner en marcha un proyecto de estas características.

### **I.2.2. Objetivos específicos.**

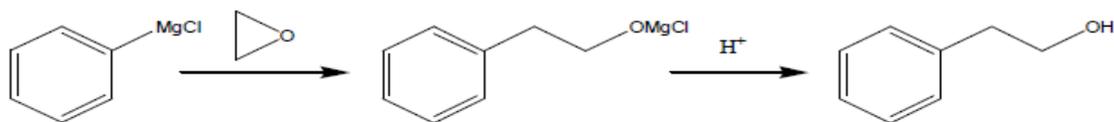
Evaluar los aspectos técnicos de la producción de 2-feniletanol, diseñando el equipo necesario y evaluando el equipo existente en el mercado para lograr conocer el costo de la fabricación y evaluar la rentabilidad.

## **I.3.0. MÉTODOS INDUSTRIALES PARA LA PRODUCCIÓN DE 2-FENILETANOL.**

En la producción industrial del 2-feniletanol encontramos diversos métodos tradicionales que presentan varias desventajas sobre todo de tipo ambiental los cuales serán mencionados en los distintos métodos de producción sin embargo se presentan para poder contrastar con el método utilizado en este trabajo.

### **I.3.1. Síntesis con reactivos de Grignard.**

El clorobenceno reacciona con magnesio metálico en determinado solvente (éter o tetrahidrofurano) obteniendo cloruro de fenilmagnesio, que reacciona con oxido de etileno obtenemos cloruro de magnesio feniletóxido, descomponiéndose en medio ácido para dar 2-feniletanol.

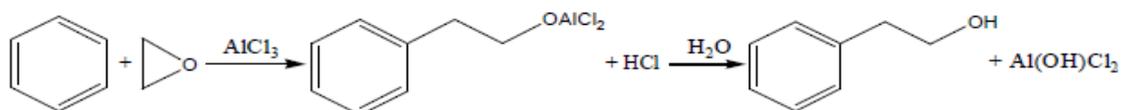


REACCIÓN I-1. Síntesis de 2-feniletanol utilizando reactivos de Grignard(15).

Este método no es conveniente ya que se generan grandes cantidades de residuos, además se utilizan solventes extremadamente peligrosos con el dimetileter obteniendo una baja pureza del 2-feniletanol ya que se forman subproductos difícilmente separables presentando una seria limitación para poder ser utilizado en la industria del perfume por ejemplo.

### I.3.2. Alquilación Friedel-Craft.

En este método reacciona del benceno con con óxido de etileno utilizando como catalizador tricloruro de aluminio anhidro

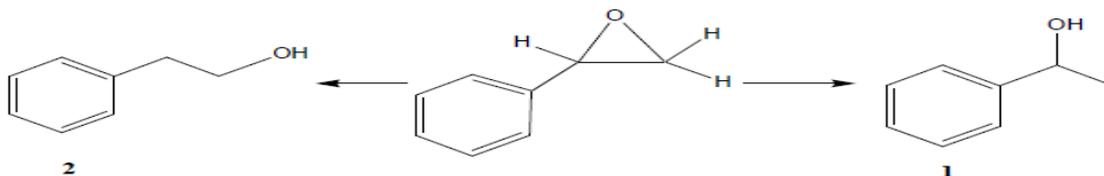


REACCIÓN I-2. Reacción Friedel-Craft para obtención de 2-feniletanol (15).

En esta reacción se tiene una elevada desactivación catalizador, y se requiere en cantidades estequiométricas lo que hace que el catalizador sea, por la cantidad que se utiliza un reactivo mas. Se tienen especies altamente corrosivas como el  $AlCl_3$  esto genera que se necesiten equipos y conexiones resistentes a la corrosión generando altos costos en la producción. Aunado a lo anterior se presenta complicada la separación de aluminio del 2-feniletanol resultante lo que hace que no se pueda utilizar el producto en la industria de perfumes y fragancias.

### I.3.3. Apertura de epóxido con un agente reductor.

En este método son utilizados agentes reductores del tipo hidruros o metales alcalinos, se presenta una limitante ya que en general se favorece la formación del alcohol más sustituido (1), complicando la obtención selectiva del alcohol primario, 2-feniletanol (2).



REACCIÓN I-3. Productos de la reacción de reducción del óxido de estireno (15).

Posteriormente se publican estudios en los que se obtiene 2-feniletanol reduciendo el óxido de estireno con reductores como  $LiAlH_4$  en presencia  $AlCl_3$  o  $AlBr_3$  sin embargo persiste la presencia

de especies altamente corrosivas del tipo  $AlX_3$ . Además se describió la apertura del epóxido utilizando como agente reductor al borohidruro de zinc  $Zn(BH_4)_2$  soportado en sílica gel y fosfato de aluminio  $Al(PO_4)$  obteniéndose el alcohol menos sustituido (2-feniletanol) como producto mayoritario (90%). Es aquí donde se obtiene información interesante concluyendo que el uso de sólidos inorgánicos como soportes del agente reductor permite el control de la selectividad en la apertura del epóxido. Un inconveniente es la preparación de estos reactivos reductores que generan una etapa adicional en el proceso, elevando costos de producción.

La formación de una mezcla de alcoholes primarios, secundarios y otros subproductos representan otro inconveniente ya que generan diferentes etapas de separación.

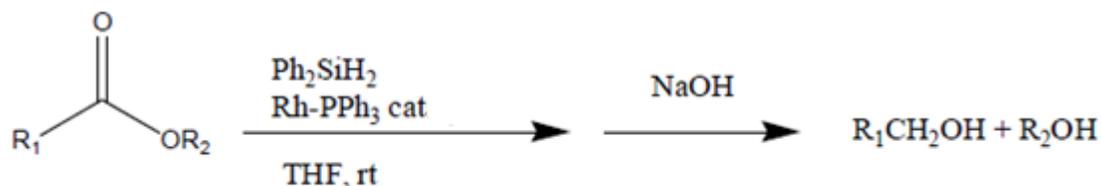
Finalmente un método de obtención del 2-feniletanol mediante síntesis química es su formación como subproducto en el proceso de obtención conjunta de estireno y óxido de propileno. En este proceso, primero se hace reaccionar el etilbenceno con aire con la finalidad de obtener hidroperóxido de etilbenceno. Posteriormente, éste reacciona con propileno para obtener óxido de propileno y 1-feniletanol. Finalmente, el 1-feniletanol se deshidrata y se obtiene estireno generándose un residuo de elevado punto de ebullición que contiene metales y otros subproductos de condensación. Del residuo se recuperó el 2-feniletanol obteniéndose en un grado de baja pureza hecho que dificulta su utilización en la industria de perfumes y fragancias.

#### **I.4.0. MÉTODOS CATALÍTICOS PARA LA OBTENCIÓN DE 2-FENILETANOL.**

Los métodos que se han planteado hasta el momento para la producción de 2-feniletanol no representan una alternativa adecuada para la industria de perfumes y fragancias que es el mercado al que se desea incursionar. Es por ello que se presentan alternativas catalíticas que darán una alternativa a la producción de 2-feniletanol.

##### **I.4.1. Catálisis homogénea.**

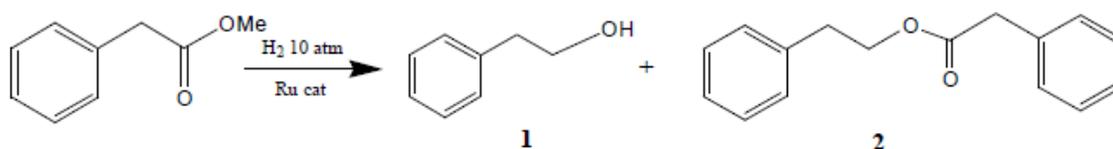
En estos procesos en general se han utilizado catalizadores metálicos, tanto catiónicos como aniónicos. En 1967 se inicia el estudio de catálisis homogénea utilizando complejos catiónicos de rodio que dan actividad en la hidrogenación de óxido de estireno hacia los alcoholes correspondientes, A partir de entonces se realizan estudios con complejos de rodio y diferentes ligandos para aumentar la selectividad hacia 2-feniletanol, no superándose el 70 %. Otro estudio muestra la reducción de ésteres carboxílicos para dar el correspondiente alcohol utilizando un agente reductor del tipo silano en presencia de un complejo de rodio (Reacción I- 4). Este último trabajo es de gran interés debido a la gran dificultad de reducción que presentan los ésteres.



REACCIÓN I-4. Reducción de ésteres carboxílicos a alcoholes utilizando un agente reductor de tipo silano en presencia de un complejo de rodio (15).

Las condiciones de trabajo de los estudios anteriores presentaban altas temperaturas y elevadas presiones de reacción. Más recientemente en el año 2001 se publica un estudio en el que se obtiene 2-feniletanol utilizando bajas presiones de hidrógeno.

Los productos de esta reacción son el 2-feniletanol (**1**) y el fenilacetato de feniletilo (**2**), a partir de fenilacetato de metilo.



REACCIÓN I-5. Hidrogenación de fenilacetato de metilo con Ru-fosfina como catalizador (15).

Si bien es cierto es posible la obtención de 2-feniletanol mediante este proceso catalítico homogéneo, se presentan dos inconvenientes: las bajas conversiones y selectividades hacia el alcohol de interés, además de tiempos largos de reacción necesitándose 15 horas.

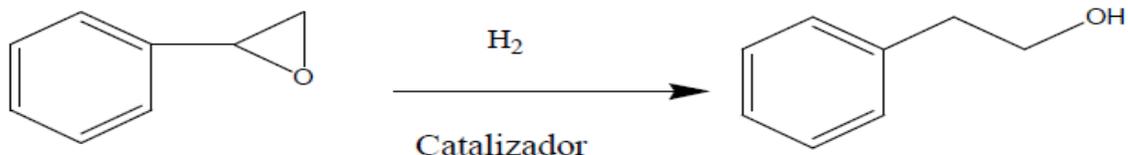
La catálisis homogénea, en general, presenta un grave problema de separación y recuperación del 2-feniletanol aunado a la separación y recuperación del catalizador.

#### 1.4.2. Catálisis heterogénea como una alternativa para la producción industrial de 2-feniletanol.

Los estudios más recientes para la producción de 2-feniletanol han tomado especial atención a la catálisis heterogénea ya que presenta ventajas fundamentales sobre otros métodos como son:

- Utilización de sustancias poco corrosivas.
- Reutilización de catalizadores.
- Minima generación de residuos.

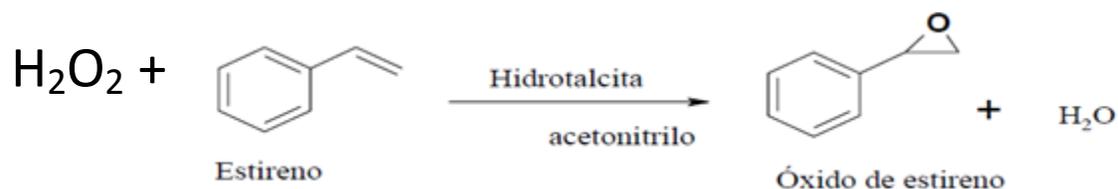
El método empleado es la hidrogenación de óxido de estireno mediante catálisis heterogénea para la obtención selectiva de 2-feniletanol, es aquí donde se resuelven problemas de recuperación y separación del producto de reacción y catalizador, reduciendo los costos de producción además de los problemas medioambientales.



REACCIÓN I-6. Hidrogenación catalítica de óxido de estireno (15).

Este método resuelve una parte del problema ya que en México encontramos al óxido de estireno con un valor en el mercado similar al 2-feniletanol lo que hace inviable comprar óxido de estireno como materia prima para la producción de 2-feniletanol, por lo anterior es necesario producir el óxido de estireno e identificar si se logra de esta forma, generar un valor agregado al producto de nuestro interés.

A continuación se muestra un método presente en la bibliografía para la producción de óxido de estireno:



REACCIÓN I-7. Reacción de epoxidación de estireno (15).

En esta reacción es importante hacer notar que uno de los productos de reacción es el agua, esto genera una ventaja en los aspectos mediambientales.

Para poder obtener óxido de estireno se observa la presencia de catalizadores tipo hidrotalcita, lo que genera una especial atención a este tipo de catalizadores ya que se contempla un análisis para su producción.

## CAPITULO II. ANÁLISIS DEL PRODUCTO.

### II.1.0 AUTORIZACIONES.

La primera interrogante que surge en **función del status** actual del 2-feniletanol sería ¿es posible poner en marcha una planta productora de 2-feniletanol ?

La institución que podría responder esta interrogante es la COFEPRIS, esta institución regula **235 giros** de los 1,050 identificados en el Sistema de Clasificación Industrial de América del Norte (SCIAN)



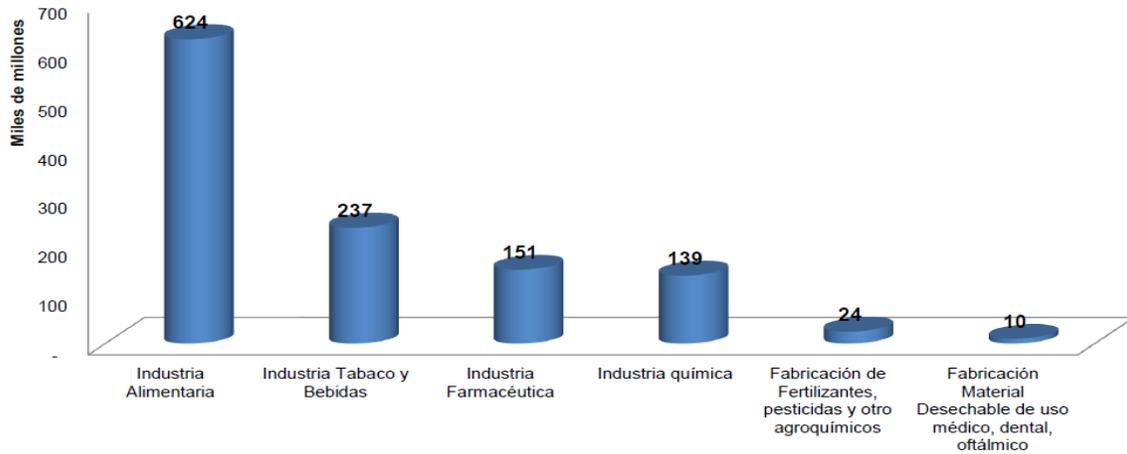
ESQUEMA II-1. COFEPRIS (5).

La respuesta es sí, en la industria existen sustancias que se producen en México y tienen una regulación similar al 2-feniletanol, COFEPRIS expide los certificados, autorizaciones y visitas, una vez que la planta comienza a producir se tienen auditorías constantes que garantizan el uso adecuado del producto regulado.

Las industrias reguladas representan el 9.8% del PIB.

## GRAFICA II-1. Industrias Reguladas por COFEPRIS (5). (2009 último año disponible)

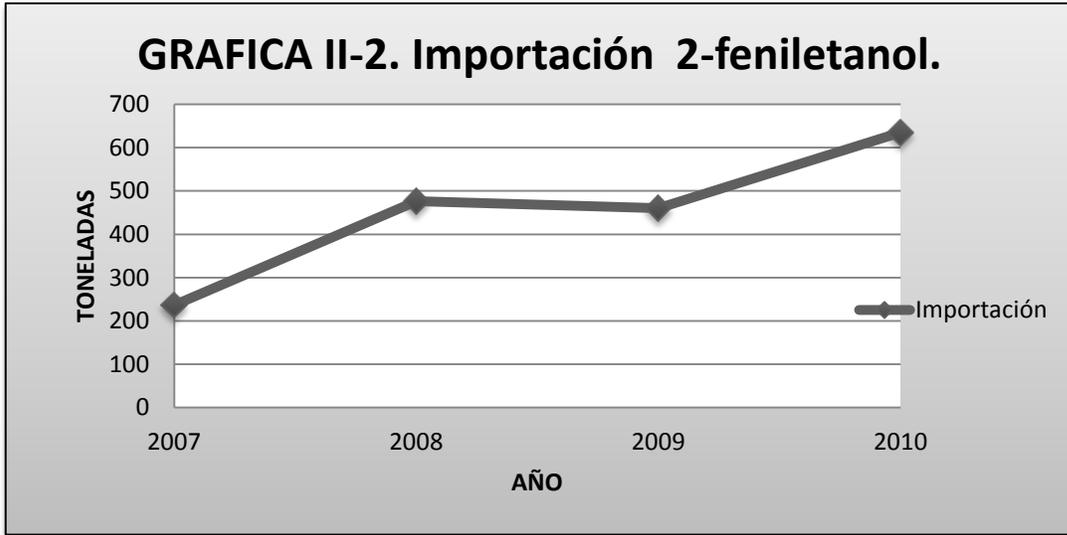
Fuente: INEGI censo económico 2009



Cofepris		Comisión Federal para la Protección contra Riesgos Sanitarios				ESTADOS UNIDOS MEXICANOS
Comisión Federal para la Protección contra Riesgos Sanitarios		AUTORIZACIONES, CERTIFICADOS Y VISITAS				
No. DE INGRESO (USO EXCLUSIVO DE LA COFEPRIS)			NO. RUPA			SALUD
<p>ANTES DE LLENAR ESTE FORMATO LEA CUIDADOSAMENTE EL INSTRUCTIVO, LA GUÍA Y EL LISTADO DE DOCUMENTOS ANEXOS. LLENAR CON LETRA DE MOLDE LEGIBLE O A MÁQUINA O A COMPUTADORA.</p>						
<b>1 SOLICITUD DE:</b>						
		ALTA O NUEVO		MODIFICACIÓN	PRÓRROGA	OTROS
LICENCIA	<input type="checkbox"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>		
PERMISO	<input type="checkbox"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>		
PERMISO DE IMPORTACIÓN O EXPORTACIÓN	<input type="checkbox"/>	1a VEZ <input type="radio"/>	SUBSECUENTE <input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	
REGISTRO	<input type="checkbox"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	REVOCACIÓN <input type="radio"/>
AUTORIZACIÓN	<input type="checkbox"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	SÓLO PARA PROTOCOLOS <input type="radio"/>	SÓLO PARA TERCERO AUTORIZADO <input type="radio"/>	
CERTIFICADO	<input type="checkbox"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>		
VISITA DE VERIFICACIÓN	<input type="checkbox"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>		
HOMOCLAVE DEL TRÁMITE:	NOMBRE DEL TRÁMITE:					
MODALIDAD DEL TRÁMITE:						

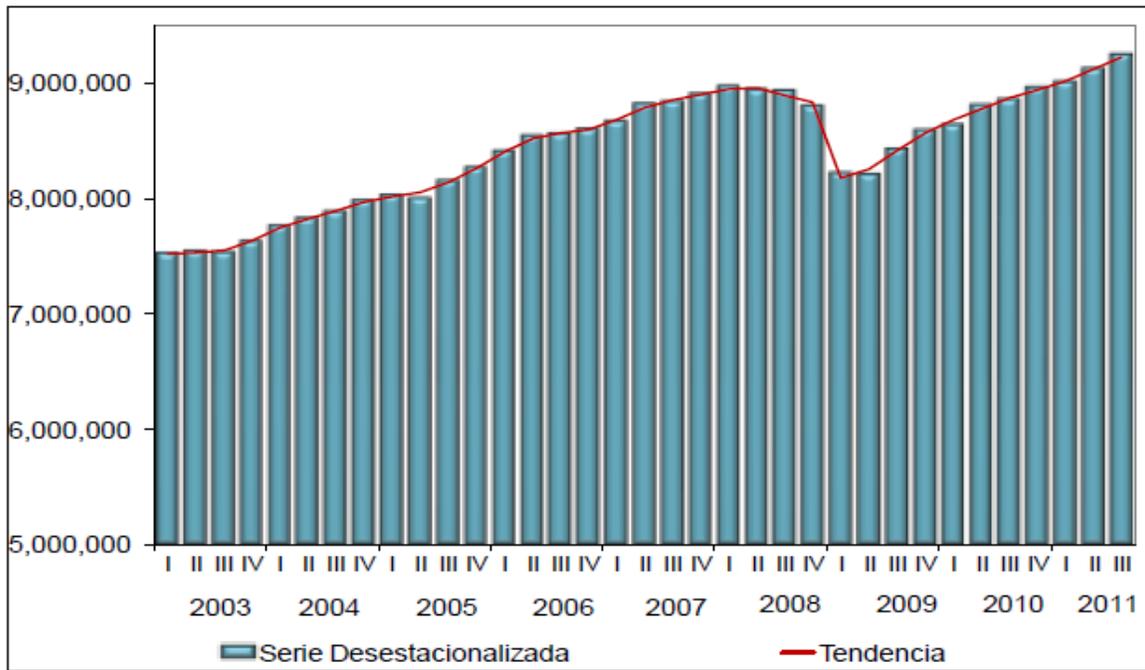
## ESQUEMA II-2. Formato para iniciar procesos en COFEPRIS (5).

II.2.0. MERCADO.



FUENTE: Secretaria de economía (24).

**GRAFICA II-3. Cifras desestacionalizadas y tendencia-ciclo del producto interno bruto al tercer trimestre de 2011 (12). (millones de pesos, valores constantes)**



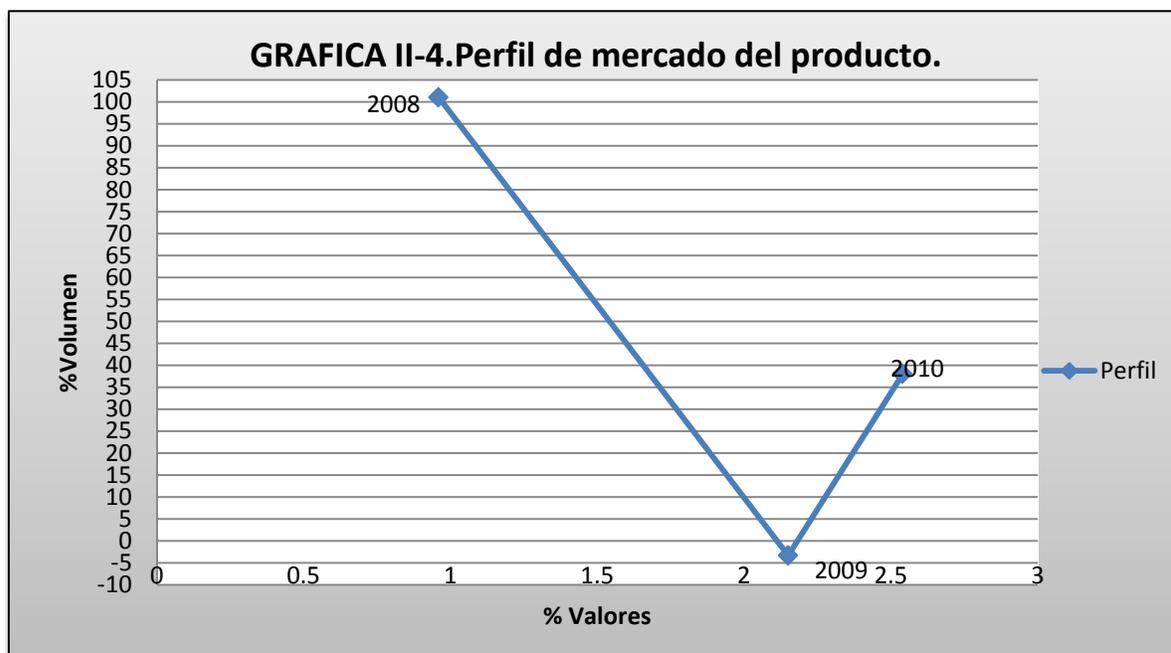
Fuente: INEGI.

El 2-feniletanol es un producto con nula exportación y sin producción en México la cantidad requerida por la industria son las toneladas importadas, el crecimiento del mercado está confrontado con el desarrollo del PIB, que muestra una tendencia al crecimiento.

Es importante evaluar el comportamiento del producto en el sentido de conocer si el crecimiento en el volumen mostrado en la grafica II-1 corresponde con un aumento en el crecimiento del valor del producto.

<b>TABLA II-1. Inflación.</b>	
<b>PERIODO</b>	<b>% INFLACIÓN</b>
Enero2007-Enero2008	3.80
Enero2008-Enero2009	6.28
Enero2009-Enero2010	4.60
Enero2010-Enero2011	3.78
<b>Fuente: (12).</b>	

<b>TABLA II-2. Datos de perfil de mercado del producto.</b>			
<b>Valores al final de cada periodo correspondiente a los datos de inflación.(Fuente. Secretaria de economía)</b>	<b>Datos referidos al año anterior</b>	<b>Importación Volumen referido al año anterior (grafica II-2)</b>	
<b>2-Feniletanol(valores constantes)</b>	<b>MN\$</b>	<b>% sin inflación</b>	<b>%</b>
<b>2007</b>	86.25		
<b>2008</b>	92.50	0.96	101
<b>2009</b>	98.75	2.15	-3.36
<b>2010</b>	105.00	2.54	38



CONTESTACIÓN A LA CARTA INTENCIÓN DE COMPRA DEL 2-FENILETANOL.

Productos Químicos Globales S.A. de C.V.

Cuautitlan ,México

**Ing. Jairo Hernández**  
**Gerente de Ventas**  
**Productora de 2-Feniletanol.**

Por medio de la presente hacemos caso a su petición, en la que nos indica que próximamente se enfocaran a poner en marcha una planta productora de 2- feniletanol . En cuyo caso nosotros al ser proveedores de este en la industria mexicana estaremos gustosos de probar su producto, y si este cumple con los parámetros requeridos por nuestros clientes podríamos ofrecer una demanda de aproximadamente 7000 kg/mes, que puede aumentar dependiendo del precio al que lo manejen. Este documento no avala ninguna orden de compra, ni es un compromiso formal de compra ,es simplemente un aviso y un apoyo que brindamos a nuestros proveedores para que tengan el respaldo y el conocimiento de que consumimos el producto que fabrican.

Sin más por el momento me despido deseándole suerte en su nuevo proyecto y quedando a sus órdenes para relaciones posteriores.

**ATTE: Juan Carlos Franco**  
**Gerente de Compras.**  
**PQG.**

**EMPRESA LIMPIA Y SOCIALMENTE RESPONSABLE**

Con los datos disponibles podemos observar que el producto se vio afectado en el volumen de importación por las condiciones internacionales de finales del 2008 y el 2009, sin embargo la tendencia al crecimiento del volumen corresponde al desarrollo del PIB, con respecto al valor del producto mantuvo su tendencia al crecimiento. Considerando que no existe producción en México y observando la tendencia hacia el crecimiento podemos concluir que se tiene oportunidad de incursionar como proveedor de 2-feniletanol con producción en México.

Según ANFPA (asociación nacional de fabricantes de productos aromáticos) las empresas con mayor consumo del 2-feniletanol está concentrada en: Estado de México Cuernavaca Guadalajara y Monterrey. La carta intención nos muestra el interés sobre el producto.

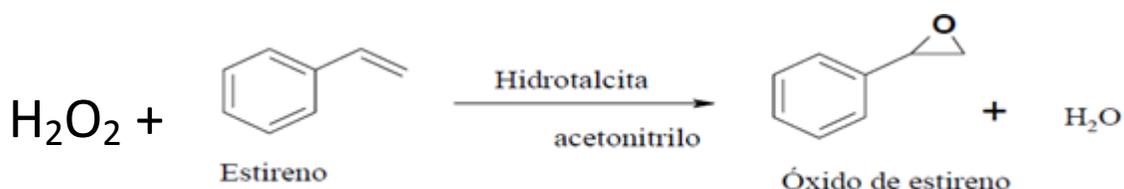
### **II.3.0. CAPACIDAD DE LA PLANTA.**

Teniendo en cuenta la ubicación de los principales consumidores y desde luego teniendo información de los posibles proveedores de materia prima (Reacción I-6, I-7) definimos la ubicación de la planta en el estado México desde luego en este momento no definimos aun el municipio, esto estará en función del espacio necesario para planta, los servicios y vías de comunicación además del valor de terreno.

Tomando en cuenta el tamaño del mercado mostrado en la grafica II-2 al año 2010, se pretende producir el 60% de las toneladas del último año, por lo tanto será una producción anual de 400 toneladas trabajando 3 turnos de lunes a viernes y sábados 2 turnos 330 días al año.

### CAPITULO III. OBTENCIÓN ÓXIDO DE ESTIRENO.

El valor de óxido de estireno en el mercado es similar al del 2-feniletanol es por esto que la alternativa es la producción del oxido de estireno para utilizarlo como materia prima para la producción del 2-feniletanol, la alternativa seleccionada para la obtención de oxido de estireno es la catálisis heterogénea en fase liquida presente en la reacción I-7 que se retoma a continuación:



#### REACCIÓN I-7. Reacción de epoxidación de estireno (15).

Otro aspecto relacionado con la producción de oxido de estireno es el catalizador tipo hidrotalcita, este catalizador presenta características muy específicas para distintos procesos, en el mercado no es posible conseguir este catalizador con las características necesarias para la producción de oxido de estireno, sin embargo la bibliografía nos presenta alternativas para su producción, es por ello que se contempla la producción de este catalizador

#### III.1.0 CATALIZADOR TIPO HIDROTALCITA.

Las hidrotalcitas (HTs), o hidróxidos laminares dobles (HDL), son compuestos que pertenecen a la clase de las arcillas aniónicas, en la naturaleza estas son menos abundantes que las catiónicas, sin embargo son más fáciles de sintetizar en el laboratorio.

En 1842, en Suecia, se descubrió el primer sólido de este tipo de materiales, y se identificó químicamente como un hidroxicarbonato de magnesio y aluminio, caracterizado por una estructura laminar que se denominó *Hidrotalcita*. Posteriormente se identificaron materiales que contenían cationes diferentes a los de Mg y Al en la estructura laminar. Este grupo de materiales se conoce con el nombre “tipo hidrotalcitas” o simplemente hidrotalcitas. Estos materiales han sido utilizados ampliamente en catálisis a partir del año 1970, cuando apareció la primera patente que se refiere específicamente a su estructura como precursor óptimo en la preparación de catalizadores para reacciones de hidrogenación

En catálisis, las hidrotalcitas son utilizadas generalmente en forma de óxidos mixtos, obtenidos mediante calcinación de la hidrotalcita. Debido a sus características fisicoquímicas se tiene las siguientes características.

- Facilidad de preparación
- Una gran superficie específica (> 200 m<sup>2</sup>/g).
- Carácter ácido-básico modificable dependiendo de la naturaleza y el contenido de cationes y aniones de la HDL.
- Una distribución homogénea de cationes.

- Facilidad de recuperar su estructura original mediante rehidratación.

### III.1.1. Estructura de las hidrotalcitas.

La estructura de las hidrotalcitas es muy similar a la de brucita  $Mg(OH)_2$ . La estructura básica de la brucita está constituida por octaedros, donde el centro de cada uno de ellos está ocupado por cationes ( $Mg^{2+}$ ) y en los vértices por grupos hidroxilos ( $OH^-$ ). Los octaedros se unen compartiendo aristas formando de esta forma una lámina infinita.

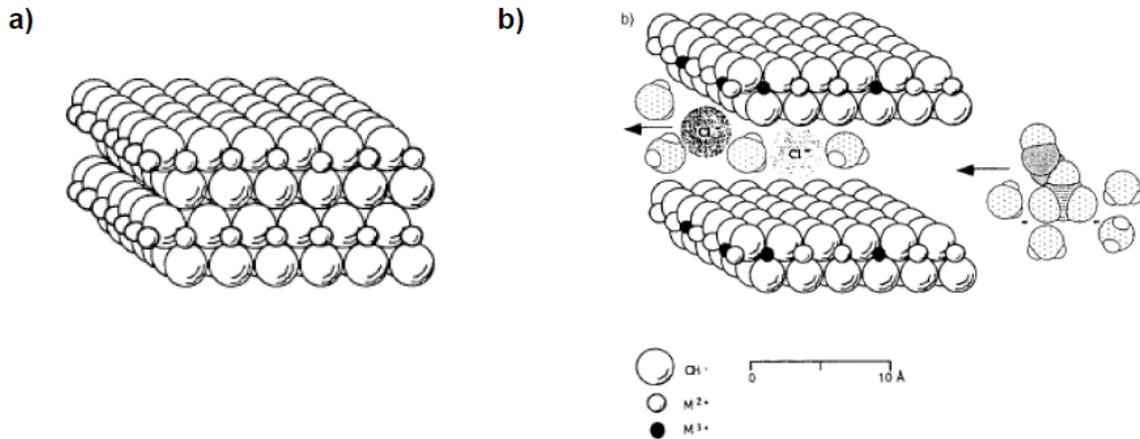


FIGURA III-1. a) Estructura de la brucita, una sola lámina. b) Hidróxido doble laminar (18).

Si algunos iones de  $Mg^{2+}$  son sustituidos isomórficamente, por cationes con carga mayor, pero radio similar, las capas tipo brucita quedan cargadas positivamente y la neutralidad eléctrica se mantiene por aniones, acompañados de moléculas de agua, que se sitúan desordenados en el espacio interlaminar.

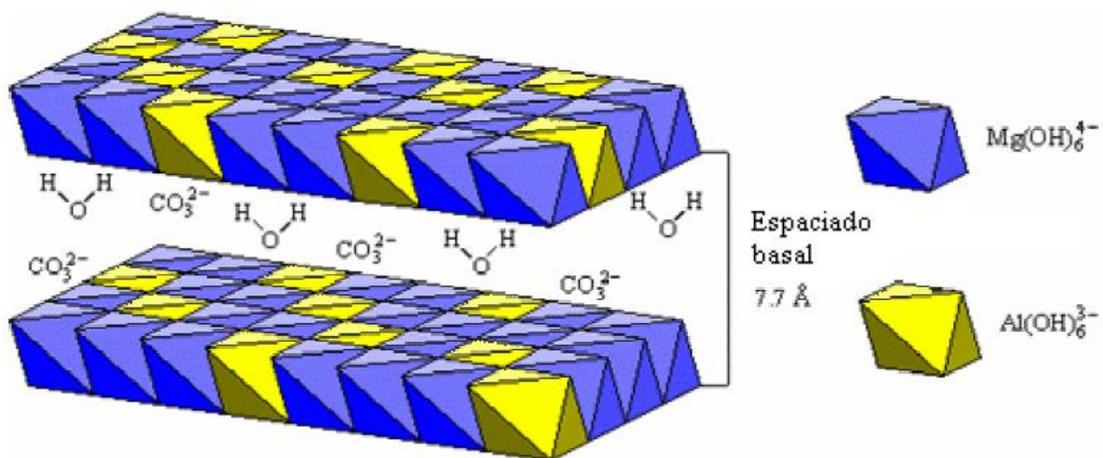


Figura III-2. Esquema de la hidrotalcita (18).

Los materiales tipo hidrotalcitas se pueden representar mediante la fórmula general siguiente:  $[M^{2+} 1-xM^{3+} x(OH)_2]^{x+} (A^z)_x/z \cdot mH_2O$ , donde  $M^{2+}$  y  $M^{3+}$  son cationes metálicos di y trivalentes del tipo ( $M^{2+} = Mg^{2+}, Ni^{2+}, \dots$ ;  $M^{3+} = Al^{3+}, Fe^{3+}, \dots$ ),  $A^z$  representa el anión de compensación de valencia  $z$  ( $A^z = CO_3^{2-}, NO_3^-, Cl^-, \dots$ ),  $x$  es la fracción molar en  $M^{3+}$  ( $x = M^{3+} / M^{2+} + M^{3+}$ ) y  $m$  es el número de moléculas de agua. Los valores de  $x$  que permiten la obtención de una estructura de hidrotalcita pura, están en un rango entre 0.2 y 0.4

### III.1.2. Procedimiento para la producción de catalizador tipo hidrotalcita.

Existen distintos métodos para obtener catalizadores tipos hidrotalcita el más adecuado para la obtención de catalizadores tipo hidrotalcita es el de coprecipitación. Es un método que consiste en la precipitación de hidróxidos de dos o más cationes metálicos divalentes o trivalentes al mismo tiempo. El método de los nitratos, plantea en forma detallada la obtención del catalizador que se utiliza en reacción de epoxidación del estireno.

Este procedimiento parte con la preparación de dos soluciones:

Solución A: Esta contiene los precursores de los cationes de la hidrotalcita  $Mg^{2+}, Al^{3+}$  lo anterior disuelto en agua.

Solución B: Solución formada por hidróxido de sodio y carbonato de sodio la cual proporciona el medio básico necesario para que ocurra la precipitación (pH 8-10) de los cationes y la formación de la hidrotalcita.

A modo de ejemplo se describen los cálculos para la determinación de la cantidad de reactivos empleados en la síntesis de hidrotalcitas. Los cálculos se detallan para un volumen final de un litro.

La relación molar utilizada en la síntesis que se indicada en bibliografía con el objetivo de sintetizar más cantidad de material y con la relación adecuada para la actividad catalítica se muestra a continuación:



<b>Tabla III-1. Cantidades de disolución A (18).</b>				
<b>Disolución A</b>				
<b>Compuesto</b>	<b>Mol</b>	<b>Gramos</b>	<b>PM (g/mol)</b>	<b>Pureza p/p%</b>
$Mg(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$	0.30	76.92	256.41	100
$Al(NO_3)_3 \cdot 9H_2O$	0.06	22.06	375.14	98
$H_2O$	33.3	600	18.00	100

<b>Tabla III-2. Cantidades de disolución B(18).</b>				
<b>Disolución B</b>				
<b>Compuesto</b>	<b>Mol</b>	<b>Gramos</b>	<b>PM (g/mol)</b>	<b>Pureza p/p%</b>
$Na_2CO_3$	0.18	19.27	105.99	99
$NaOH$	0.42	17.14	40.00	98
$H_2O$	20	360	18.00	100

El procedimiento operativo comienza preparando la disolución B una vez formada la disolución, ésta se añade a un reactor que dispone de un sistema de agitación. Se procede a calentar dicha solución hasta 343K y se comienza la agitación en 200 R.P.M durante toda la síntesis.

Se continúa con la preparación de la solución A que se decanta con una determinada velocidad al reactor de síntesis.

Se observara la aparición de un precipitado blanco esta mezcla se mantiene en agitación a una temperatura de 343K durante 18 horas y el pH entre 8-10, a este proceso se le denomina coprecipitación.

Transcurridas 18 horas correspondientes al período de envejecimiento y cristalización del material tipo hidrotalcita, se procede al filtrado del precipitado obtenido. El contenido del reactor de síntesis se hace pasar sobre un filtro, de manera que se separa el sólido de las aguas madres de la síntesis. El material se lava con abundante agua caliente para eliminar los reactivos sin precipitar y las impurezas de  $Mg(OH)_2$  y  $Al(OH)_3$ .

Posteriormente los materiales se secan en una estufa a 383K durante 8 horas. Una vez seco el sólido se transforma en un material finamente dividido mediante una operación de molienda.

Previo a su utilización como catalizador, el material se somete a un tratamiento térmico por calcinación en una mufla a 723K. Siempre se utiliza la misma velocidad de calefacción de la muestra igual a 50°C/h y se mantiene a la temperatura de calcinación deseada completando 18 horas.

### III.1.3. Cálculo de pH.

Cuando en una disolución existen varios iones capaces de precipitar con un reactivo común, es posible precipitar escalonadamente dichos iones en determinadas condiciones, hasta llegar a un punto en el que la precipitación puede ser simultánea, y que queda caracterizado por un equilibrio iónico entre ellos.

El producto de solubilidad de una sal cualquiera se define:

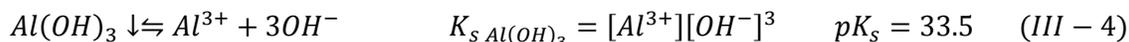
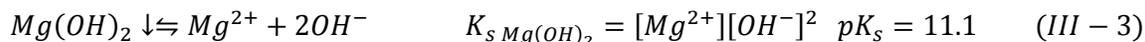
$$K_s = [M^+][A^-] \quad (III - 1)$$

$$pK_s = 10^{-K_s} \quad (III - 2)$$

Donde se ha expresado el producto de solubilidad en función de la concentración de los iones, en lo que es una aproximación válida para disoluciones diluidas.

En general, comenzará a precipitar primero el ión que necesite menor concentración de precipitante (hidróxido sódico) para alcanzar su producto de solubilidad, es decir, el ión que posee un valor mayor de  $pK_s$ , o lo que es lo mismo, un menor valor del producto de solubilidad  $K_s$ .

Los productos de solubilidad para los hidróxidos formados en la hidrotalcita se expresan de la siguiente manera:



A la vista de los valores de los pKs para los cationes que participan en la estructura de la hidrotalcita, se observa que es el hidróxido de aluminio el que empieza a precipitar en la síntesis de la hidrotalcita.

El cálculo del pH de la precipitación se realiza a partir del producto de solubilidad de los hidróxidos que participan en la estructura de la hidrotalcita: Mg(OH)<sub>2</sub> y Al(OH)<sub>3</sub> y el producto iónico del agua.

$$pH + pOH = 14 \quad (III - 5)$$

$$pOH = -\log[OH] \quad (III - 6)$$

Mediante la combinación de las ecuaciones III-3 a III-6 se obtiene la expresión del pH necesario para la precipitación de cada uno de los hidróxidos.

El pH para el hidróxido de aluminio se obtiene de la siguiente ecuación:

$$pH_{Al(OH)_3} = 14 + \log \left( \sqrt[3]{\frac{K_{s\ Al(OH)_3}}{[Al^{3+}]}} \right) \quad (III - 7)$$

$$pH_{Mg(OH)_2} = 14 + \log \left( \sqrt[2]{\frac{K_{s\ Mg(OH)_2}}{[Mg^{2+}]}} \right) \quad (III - 8)$$

De manera genérica para el cálculo del pH de precipitación de cualquier hidróxido puede utilizarse la siguiente expresión:

$$pH_{M(OH)_n} = 14 + \log \left( \sqrt[n]{\frac{K_s}{[M^{n+}]}} \right) \quad (III - 9)$$

Los valores de pHs de precipitación obtenidos para cada uno de los hidróxidos que forman la hidrotalcita a las concentraciones de la síntesis (0,1 y 0,5 para el aluminio y el magnesio respectivamente) son:

$$pH_{Al(OH)_3} = 3.2$$

$$pH_{Mg(OH)_2} = 8.6$$

El pH de la precipitación debe cumplir un requisito: ser mayor o igual que el del hidróxido más soluble, en este caso 8,6 y no superar el valor de 10 para no formar preferentemente como impureza los hidróxidos de los cationes en disolución.

Durante la síntesis, al adicionarse la disolución de nitratos sobre el hidróxido sódico, se forma preferentemente el hidróxido de aluminio y después el de magnesio. Esta condición reajusta la relación Mg/Al del sólido final (11).

#### **III.1.4. Reconstrucción de la estructura hidrotalcita mediante hidratación favoreciendo su reutilización.**

En el proceso de calcinación de los materiales tipo hidrotalcitas provoca la descomposición de su estructura, formando óxidos mixtos que incluso pueden generar la formación de espinelas (óxidos de fórmula ideal  $AB_2O_4$ ) cuando la calcinación se realiza a altas temperaturas.

La descomposición de las hidrotalcitas para formar los óxidos mixtos suele comenzar a una temperatura próxima a 623 K. Los óxidos mixtos obtenidos presentan una serie de propiedades que son interesantes para diversas aplicaciones tanto en catálisis como en ciencia de materiales. Entre ellas podemos destacar las siguientes:

- Propiedades básicas,
- Paracristalinidad,
- Formación de spinelas no-estequiométricas,
- Efecto de memoria.

Referente a esta última propiedad, es importante mencionar que estos óxidos mixtos provenientes de la calcinación de las hidrotalcitas se caracterizan por tener una gran posibilidad de recuperar la estructura de hidrotalcita cuando se hidratan en presencia de agua tanto en fase gas como en fase líquida. A este fenómeno se le denomina efecto memoria. Esta recuperación de la estructura original es el resultado de una rehidroxilación completa del óxido mixto acompañada de la intercalación de aniones tanto hidroxilos como de los carbonatos del aire (si se hace en ausencia de atmósfera controlada) dentro del espacio interlamina.

Este efecto de memoria depende de muchos factores como la temperatura de calcinación de los precursores, la naturaleza de los aniones de compensación y la de los cationes constitutivos.

Se han realizado investigaciones demostrando que la temperatura de calcinación influye sobre la rehidratación de las hidrotalcitas, indicando que la estructura de la hidrotalcita no se recupera cuando la temperatura de calcinación es excesivamente elevada (superior a 973 K). Este fenómeno se puede relacionar con la aparición de otras fases más estables del tipo espinela.

La reconstrucción de la estructura original también depende de la composición química del material. Por ejemplo se ha observado que la rehidratación de los óxidos mixtos de Ni-Al para recuperar la estructura tipo hidrotalcita necesita de condiciones de rehidratación más extremas que para los de Mg-Al (523 K, 4MPa, 12 horas, y 353 K, 2 horas, respectivamente).

La reutilización surge a partir de la rehidratación y posteriormente sometiendo a un tratamiento térmico correspondiente a la composición química que en este caso es de Mg-Al.

### III.1.5. Requerimientos para la producción de una tonelada de catalizador tipo hidrotalcita.

Con las cantidades mostradas en tabla III-1 y III-2 se obtienen 24g del catalizador esto como promedio de varios procedimientos experimentales presentes en la bibliografía todos ellos en un volumen igual a un litro de agua sin embargo se consideran 20g para este análisis, con ello a continuación se muestran las cantidades de materia prima para la producción de una tonelada.

<b>Tabla III-3. Materia prima para una tonelada de catalizador tipo hidrotalcita</b>			
Nitrato de Magnesio (Kg)	Nitrato de Aluminio (Kg)	Carbonato de sodio (Kg)	Hidróxido de sodio (kg)
3846.00	1103.00	963.50	857.00

### III.2.0. ACTIVIDAD CATALÍTICA DE CATALIZADORES TIPO HIDROTALCITA EN LA OBTENCIÓN DE OXIDO DE ESTIRENO.

La tabla III-4 muestra la actividad catalítica de una serie de catalizadores tipo hidrotalcitas, con diferentes relaciones de Mg/Al (HT2, HT3, HT4, HT6 y HT10) y calcinados a 723 K, en la reacción de epoxidación de estireno.

La síntesis del catalizador tipo hidrotalcita que fue descrito en III.3. cumple con las características catalíticas presentes en la muestra HT4 calcinada que se muestra en la tabla III-4.

La reacción que muestra la actividad catalítica en la producción de oxido de estireno es la siguiente:

*Estireno (1ml), peróxido de hidrogeno (3ml al 33% en agua), acetonitrilo (8ml), acetona (10ml) Agua (10ml) y catalizador calcinado (0.5g,) temperatura ambiente y presión atmosférica ( **$\alpha$** )*

TABLA III-4. Influencia de la relación Mg/Al sobre la actividad catalítica (15).

Muestra <sup>a</sup>	Tiempo de reacción (h)	Conversión de estireno (%)	Selectividad a óxido de estireno (%)	Eficiencia de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> (%)
HT2	23	46	99.8	63
HT3	6	81	99.7	75
HT4	0.25	88	99.8	85
HT4 <sup>b</sup>	7	96	99.6	77
HT4 <sup>c</sup>	2	97	99.7	83
HT6	2	80	95.9	65
HT10	4	84	96.1	70
MgO	9	65	95.7	78
γ-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	24	0	0	-
Blanco	24	0	0	-

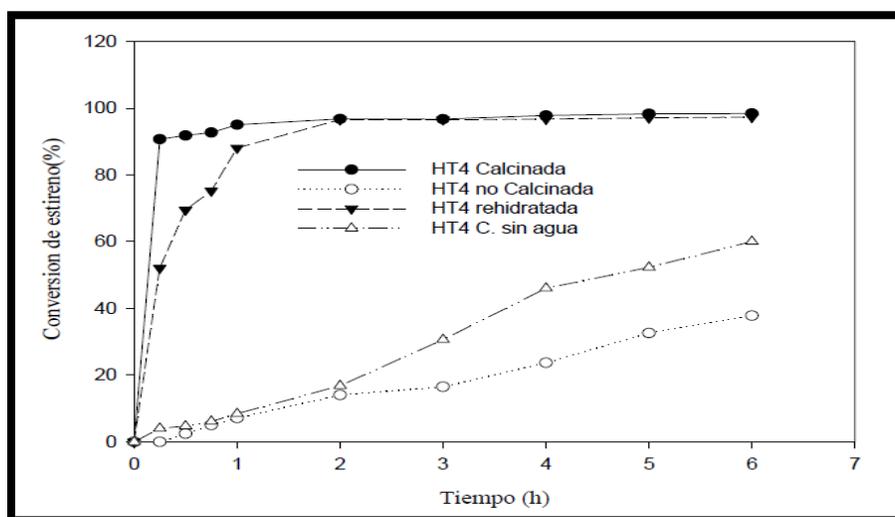
*Las muestras están calcinadas a 723K antes de la reacción<sup>a</sup>*

Estireno (3.9 mmol), benzonitrilo (10.5 mmol), HT4 (0.5 g), MeOH (10 ml) y H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (2.4 ml) en 30% de agua a una temperatura de reacción de 60 °C. **(b)**

Estireno (3.9 mmol), benzonitrilo (10.5 mmol), HT4 (0.5 g), MeOH (10 ml) y H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (2.4 ml) en 30% de agua a una temperatura de reacción de 60°C, añadiendo 10 ml de agua destilada **(c)**

### III.2.1. Efecto de las condiciones de activación.

Como hemos observado en la tabla III-4 la muestra HT4 tuvo los mejores resultados es por ello que se pone especial atención a esta muestra.

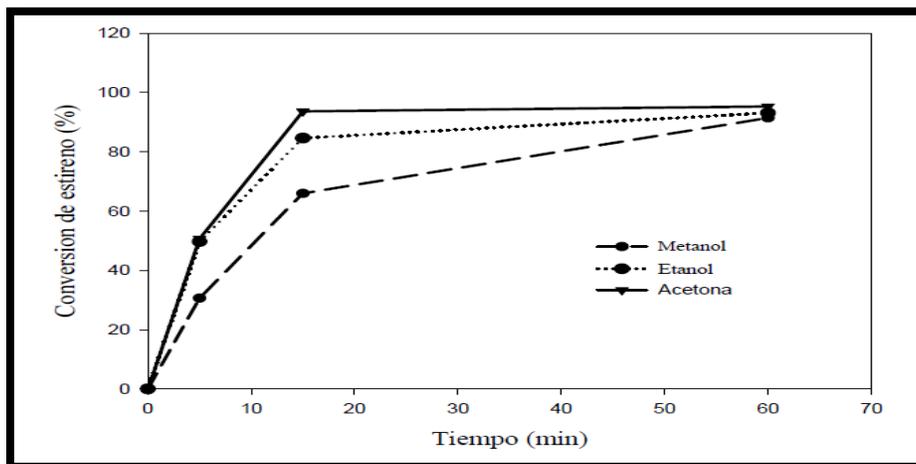


GRAFICA III-1. Efecto de las condiciones de activación sobre las propiedades catalíticas de la hidrotalcita HT4 en la reacción de epoxidación del estireno (15).

### III.2.2. Efecto del disolvente.

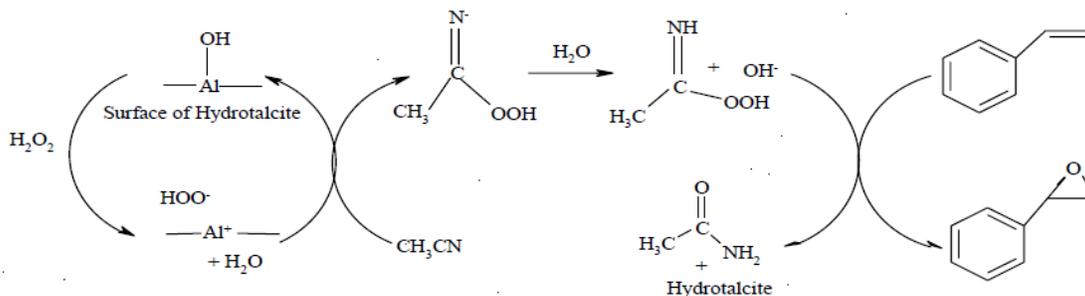
Para estudiar el efecto del disolvente se muestran diferentes experimentos empleando acetona, metanol y etanol, siempre en presencia de acetonitrilo y agua destilada.

El catalizador empleado ha sido el HT4 calcinado en las mismas condiciones de la muestra (a). Entre los tres disolventes, la acetona y el etanol muestran una actividad catalítica mayor respecto al metanol (GRAFICA III- 2). Esto indica que el empleo de disolventes hidrófilos pero con constantes dieléctricas más bajas favorece la actividad catalítica. Este efecto puede estar involucrado tanto en el proceso de rehidratación del óxido mixto como en el propio mecanismo de reacción.



GRAFICA III- 2. Efecto del disolvente sobre las propiedades catalíticas de la hidrotalcitas HT4 en la reacción de epoxidación de estireno (15).

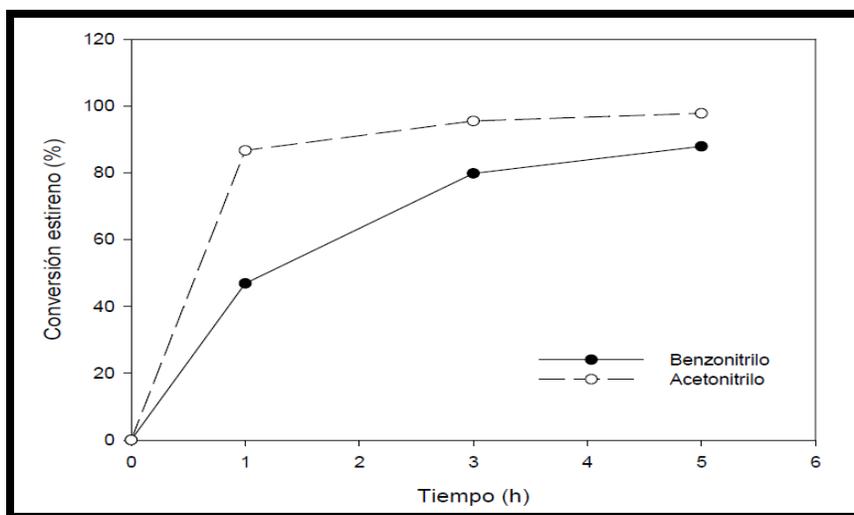
Es importante mencionar que no se ha observado ninguna actividad catalítica cuando en el medio de reacción no se incorpora algún nitrilo. Por consiguiente, la combinación del efecto entre el oxidante ( $H_2O_2$ ), el grupo nitrilo y los grupos hidróxilos del catalizador condicionan el mecanismo de la reacción de epoxidación según la reacción III-1.



REACCIÓN III-1. Mecanismo de reacción de la epoxidación (15).

Para estudiar el efecto del grupo nitrilo se ha estudiado la comparación entre el acetonitrilo y el benzonitrilo. La grafica III-3 muestra que la actividad catalítica es superior en presencia del

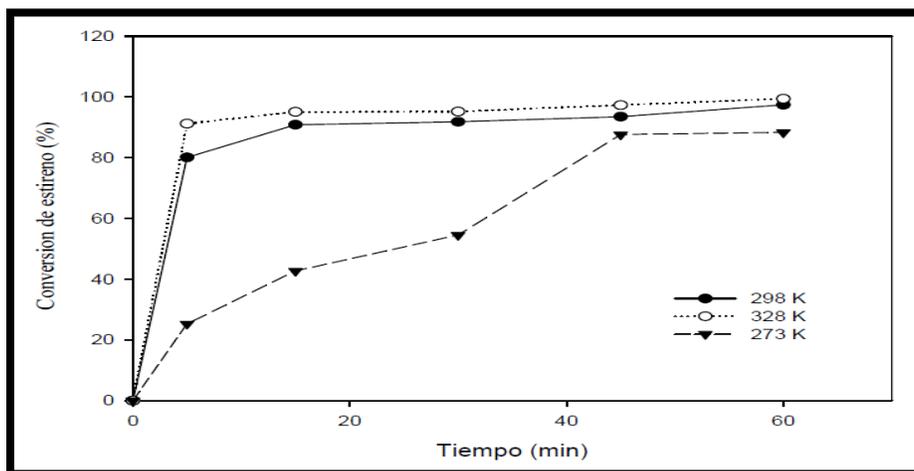
acetonitrilo respecto al benzonitrilo. Esto nos indica que cuanto menor es la densidad electrónica del carbono del nitrilo mayor es la actividad catalítica.



GRAFICA III- 3. Comparación entre acetonitrilo y benzonitrilo en la epoxidación de estireno con el catalizador HT4 (15).

### III.2.3. Influencia de la temperatura de reacción

La grafica III- 4 muestra el efecto de la temperatura de reacción sobre la actividad catalítica en la epoxidación de estireno empleando el catalizador HT4 a temperaturas de reacción de 273, 298 y 323 K. Según los resultados, la actividad catalítica aumenta con el aumento de la temperatura. A 323 K se ha obtenido una conversión del orden de 92% después de sólo 5 minutos de reacción.

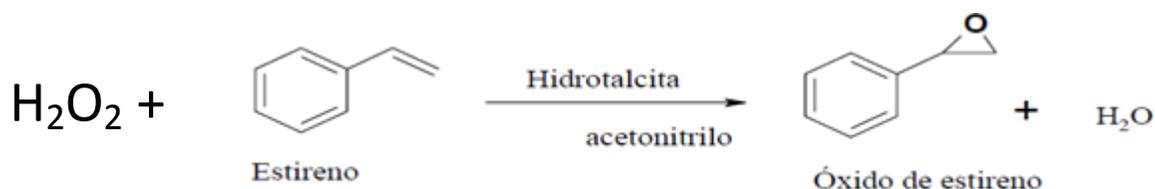


GRAFICA III- 4. Efecto de la temperatura en la reacción de epoxidación de estireno (15).

### III.2.4. Requerimientos para la producción de una tonelada de óxido de estireno.

Retomando los datos mostrados tenemos que, la alta conversión a una temperatura de 328K (grafica III-4.) esta es la temperatura idónea para la obtención de oxido de estireno, podemos observar conversiones superiores al 99% y muy cercanas al 100% en una hora, con respecto a la selectividad la tabla III-4 nos muestra una muy alta selectividad del 99.8% al óxido de estireno con eficiencia de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> del 85% en tan solo 15 minutos, con estos datos podemos definir que el tiempo reacción corresponde a una hora a 328K.

Los datos anteriores son el sustento de las consideraciones mostradas.



REACCIÓN III-2. Reacción de epoxidación de estireno (15).

En base al reacción III-2 podemos identificar que una mol de estireno produce una mol de óxido de estireno; para poder obtener una mol de oxido de estireno necesitamos una mol de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> en la reacción.

TABLA III-5. Datos utilizados en los cálculos (13)					
Estireno	H2O2	Acetonitrilo	Acetona	Agua	Oxido de estireno
PM g/mol	PM g/mol	PM g/mol	PM g/mol	PM g/mol	PM g/mol
104.15	34	41.05	58.08	18	120.2
Densidad g/cm3	Densidad g/cm3	Densidad g/cm3	Densidad g/cm3	Densidad g/cm3	Densidad g/cm3
0.909	1.195	0.786	0.791	0.999	1.05

$$\left( \frac{1\text{mol}}{104.15\text{g}} \right) * \left( \frac{1000\text{g}}{1\text{Kg}} \right) * (890\text{Kg}) = 8545.3\text{moles de Estireno}$$

Si sabemos que un mol de estireno produce un mol de oxido de estireno entonces:

$$8545\text{moles de estireno} * \left( \frac{120.2\text{g}}{\text{mol}} \right) * \left( \frac{1\text{Kg}}{1000\text{gr}} \right) = 1027.1\text{kg de oxido de estireno}$$

Considerando una conversión del estireno de:

98% → 8374moles → 1006.6kg de oxido de estireno

Necesitamos un mol de  $H_2O_2$  que reaccione con un mol de estireno, **considerando una eficiencia de  $H_2O_2$  del 90% tenemos:**

*890kg de Estireno → 8545moles de Estireno*

*320kg de  $H_2O_2$  → 9411moles de  $H_2O_2$*

Para el caso de los solventes se consideran los volúmenes utilizados en la experimentación mostrada por la bibliografía (15) y mostrados en el capítulo de este trabajo (II.2.0) y adecuándolos a una tonelada, se considera la recuperación de los solventes teniendo una pérdida del 0.5% litros del solvente por cada tonelada de producción del oxido de estireno. El catalizador es recuperable y teniendo en cuenta las características del catalizador tipo hidrotalcita ya mencionadas se tiene una pérdida del 0.5% por cada tonelada.

<b>TABLA III-6. Requerimientos para una tonelada de oxido de estireno (15)</b>			
	kilogramos	Litros	Perdidas (solventes y catalizador)
<b>Estireno</b>	890.00	979.00	
<b>H2O2 al 50% en peso</b>	640.00	536.00	
<b>Acetona(10L x cada litro de estireno)</b>	7745.00	9791.00	49.00L
<b>Acetonitrilo(8L x cada litro de estireno)</b>	6157.00	7833.00	39.00L
<b>Agua(10 litros x cada litro de estireno)</b>	9781.00	9791.00	49.00L
<b>Catalizador (0.5Kg por cada litro de estireno)</b>	489.50		2.5kg
<b>Total</b>		28929.00	

## IV.OBTENCIÓN DE 2-FENIL ETANOL.

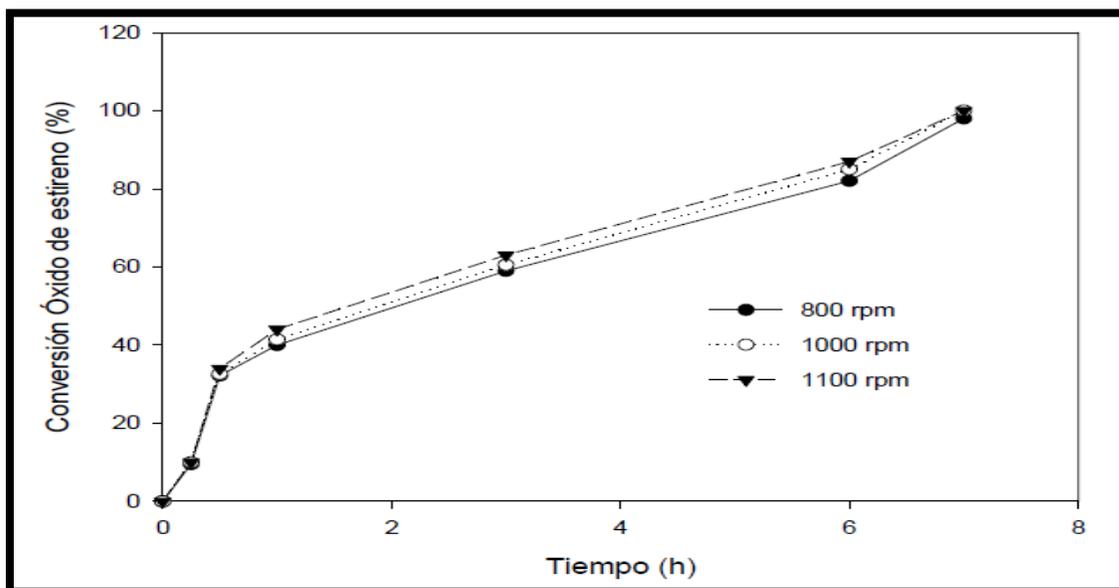
El método seleccionado para obtener 2-feniletanol es la catálisis heterogénea en fase líquida, mediante reacción hidrogenación de óxido de estireno en fase líquida.

### IV.1.0. ACTIVIDAD CATALÍTICA EN FASE LIQUIDA.

En la bibliografía se muestra una serie de comparaciones con catalizadores sintetizados en laboratorio, comparados con el catalizador Níquel-Raney (comercial) observando el comportamiento catalítico en la reacción de hidrogenación selectiva de óxido de estireno en distintas condiciones de operación. En general el catalizador Níquel- Raney presenta ventajas tanto en conversión de óxido de estireno como en la selectividad de 2-fenil etanol.

La finalidad de todo este estudio que muestra la bibliografía es poder correlacionar los datos de actividad y selectividad de la reacción de hidrogenación selectiva de óxidos de estireno con las propiedades físico-químicas de los catalizadores, así como con el diseño de reacción con los mejores resultados.

En esta parte, se ha estudiado la reacción de hidrogenación de óxido de estireno en el mismo sistema de reacción (reactor batch), a una velocidad de agitación del orden de 1000 rpm, en presencia 0.3g de Níquel-Raney previamente reducido a 623K durante 3h. Utilizando 30 ml de ciclohexano como solvente y 1 ml de óxido de estireno trabajando a valores de presión (5-25 atmósferas de H<sub>2</sub>) y a un rango de temperaturas de (298 K- 348 K). La bibliografía muestra el estudio de la existencia de posibles problemas de transferencia de materia externa modificando la velocidad de agitación en el reactor. Para ello se han escogido valores de velocidad de agitación de 800, 1000 y 1100 rpm demostrando muy poca variación en el rango mostrado.



GRAFICA IV-1. Efecto de velocidad de agitación sobre la conversión de óxido de estireno (15).

La principal limitación de sistemas catalíticos es el envenenamiento que sufre el catalizador debido, por una parte, a la viscosidad del propio 2-feniletanol y por otra parte, a la formación de productos secundarios que quedan adheridos a su superficie provocando su desactivación. Estos subproductos son debidos fundamentalmente a reacciones de condensación entre el 2-feniletanol y el óxido de estireno y también a reacciones de isomerización del propio óxido de estireno que dan lugar al correspondiente aldehído.

Se han desarrollado diferentes estrategias para la minimización de este problema:

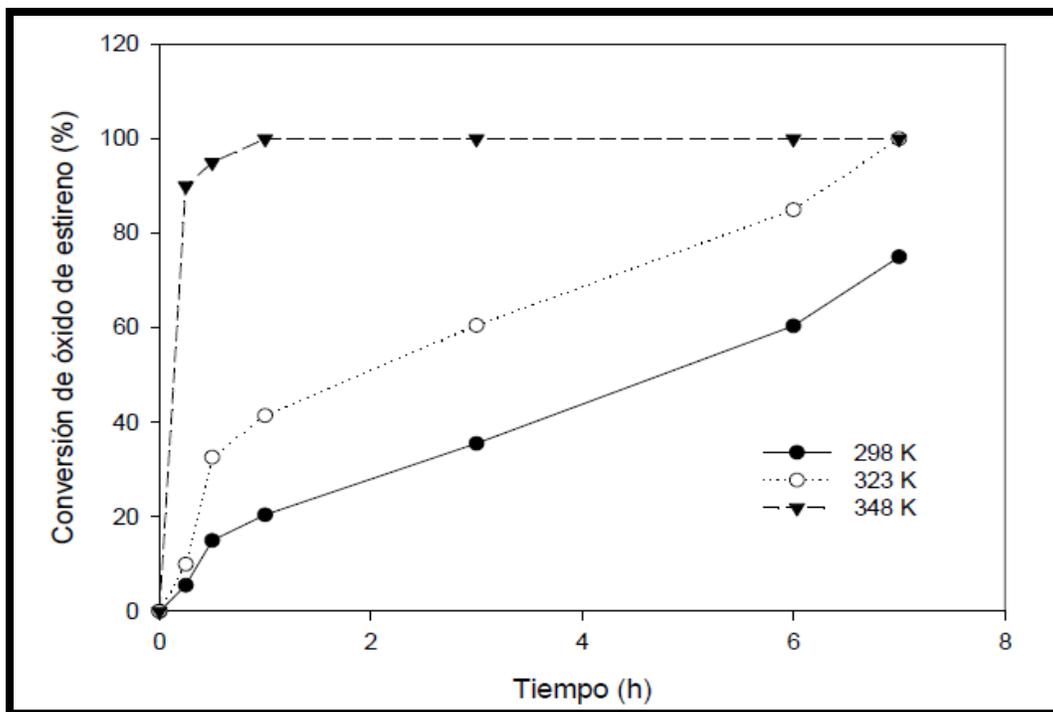
- La adición de pequeñas cantidades de reactivos básicos.
- La dosificación de la entrada del óxido de estireno en el medio de reacción.

A pesar de la elevada actividad de este catalizador de Níquel Raney, se ha observado como la selectividad hacia el 2-feniletanol es inferior al 50%, obteniéndose también como productos mayoritarios el etilbenceno, estireno, 1-metoxi-etilbenceno, 1,2-dimetoxi etil benceno, etc. Con la finalidad de aumentar la selectividad hacia el producto deseado (2-feniletanol) se ha estudiado el efecto de la adición de promotores básicos del tipo NaOH, en la bibliografía se realizó la experimentación de promotores básicos KOH. Para ello se ha adicionado a la mezcla de reacción 0.01 g de una solución de KOH (4%) como promotor básico generándose los resultados mostrados en la tabla IV-1.

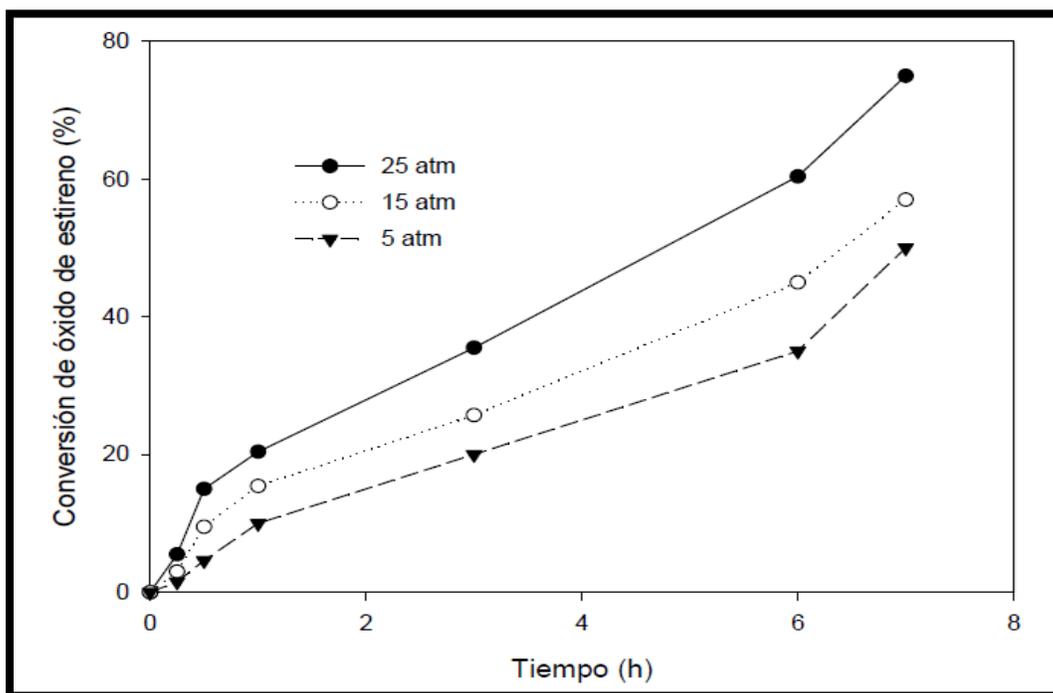
*TABLA IV-1. Actividad catalítica del Ni Raney en la reacción de hidrogenación del óxido de estireno en fase líquida a diferentes temperaturas y a 25 atmósferas (15).*

Tiempo (h)	Conversión de óxido de estireno (%)			Selectividad de 2-PEA (%)		
	298 K	323 K	348 K	298 K	323 K	348 K
0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
0,25	5,5	9,9	90,0	95,5	97,0	98,0
0,50	15,0	32,6	95,0	97,0	98,0	100
1	20,4	41,4	100	97,5	98,5	100
3	35,5	60,5	100	98,0	99,0	100
6	60,4	85,0	100	98,5	99,7	100
7	75,0	100	100	99,0	100	100

Con lo anterior podemos concluir que las distintas medidas que se plantean para lograr una elevada conversión y selectividad al 2-feniletanol resultan satisfactorias. La desactivación del catalizador Ni-Raney queda solo determinada por la propia viscosidad del 2-feniletanol lo cual hace que la vida activa del catalizador sea mayor.

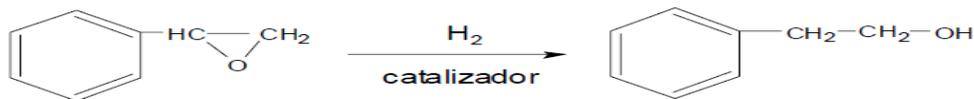


GRAFICA IV-2. Efecto de la temperatura de reacción sobre la conversión de óxido de estireno en presencia de Ni Raney a 25 atmósferas (15).



GRAFICA IV-3 Efecto de la presión sobre la conversión de óxido de estireno en presencia de Ni-Raney a 298 K y a diferentes presiones de H<sub>2</sub> (15).

#### IV.1.1. Requerimientos para la producción de una tonelada de 2-feniletanol.



**REACCIÓN IV-1.** Reacción de hidrogenación de óxido de estireno (15).

TABLA IV-2. Datos utilizados en los cálculos.(13)	
Oxido de estireno	2- Feniletanol
PM g/mol	PM g/mol
120.20	122.10
Densidad g/cm <sup>3</sup>	Densidad g/cm <sup>3</sup>
1.05	1.02

En base a la reacción IV-1 podemos observar que un mol de oxido de estireno produce un mol 2-feniletanol:

$$\left(\frac{1\text{mol}}{120.20\text{g}}\right) * \left(\frac{1000\text{g}}{1\text{Kg}}\right) * (1000\text{Kg}) = 8319 \text{ moles de oxido de estireno}$$

Teniendo en cuenta los datos de la tabla IV-1 consideramos una conversión del 98%:

$$8194 \text{ moles de oxido estireno} * \left(\frac{122.10\text{g}}{\text{mol}}\right) * \left(\frac{1\text{Kg}}{1000\text{gr}}\right) = 1000.40\text{kg de 2 - feniletanol}$$

Para los solventes se consideran los volúmenes utilizados en la experimentación mostrada por la bibliografía (15) y presente en (IV.1.0.) de este trabajo, adecuándolos a una tonelada, se considera la recuperación de los solventes teniendo una pérdida del 0.5% del solvente por cada tonelada de producción del oxido de estireno. El catalizador es recuperable por lo tanto consideramos una pérdida del 1.50% por cada tonelada de 2-feniletanol producido.

Tabla IV-3. Requerimientos para una tonelada de 2- Feniletanol (15)			
	kilogramos	Litros	Perdidas (solvente y catalizador)
Oxido de estireno	1000.00	952.00	
Ciclohexano (30L x cada litro de oxido de estireno)	22257.00	28571.00	142.00L
Ni-Raney catalizador 0.3Kg por cada litro de oxido de estireno.	286.00		4.29Kg
Promotor básico KOH (solución al 4%) 1% del volumen de oxido de estireno	0.40	10.00	
Total		29533.00	

## V. PRODUCCIÓN DE 2-FENILETANOL (ANÁLISIS TÉCNICO).

### V.1.0 PRODUCCIÓN CATALIZADOR TIPO HIDROTALCITA.

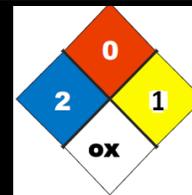
#### V.1.1. Especificaciones y requerimientos de materia prima y solvente.

<b>Nitrato de magnesio</b> <b>Nitrato de magnesio hexahidratado</b> $Mg(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$ <b>Masa molecular: 256.41</b> <b>Pureza del 99%</b> <b>(13)</b>			
		 	
TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	No combustible pero facilita la combustión de otras sustancias. En caso de incendio se desprenden humos (o gases) tóxicos e irritantes.	NO poner en contacto con combustibles y agentes reductores.	En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
<b>EXPLOSION</b>	Riesgo de incendio y explosión en contacto con agentes reductores.		
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA DISPERSION DEL POLVO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Tos. Dolor de garganta	Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica.
<b>PIEL</b>	Irritación	Guantes de neopreno	Lavar con agua abundante, después quitar la ropa contaminada y aclarar de nuevo.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Dolor abdominal. Labios o uñas azuladas. Piel azulada. Confusión. Convulsiones. Vértigo. Dolor de cabeza. Náuseas. Pérdida de conocimiento.	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. Proporcionar asistencia médica.

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Barrer la sustancia derramada e introducirla en un recipiente plástico. Eliminar el residuo con agua abundante.	Separado de sustancias combustibles y reductoras. Mantener en lugar seco (ver rombo de seguridad).	NU (transporte): Ver pictograma de inicio. Clasificación de Peligros NU: 5.1 Grupo de Envasado NU: III

NITRATO DE MAGNESIO		
<b>D</b> <b>A</b> <b>T</b> <b>O</b> <b>S</b>  <b>I</b> <b>M</b> <b>P</b> <b>O</b> <b>R</b> <b>T</b> <b>A</b> <b>N</b> <b>T</b> <b>E</b> <b>S</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b> Cristales higroscópico sin color o blancos . <b>PELIGROS QUIMICOS:</b> La sustancia es un oxidante fuerte y reacciona con materiales combustibles y reductores, originando peligro de incendio y explosión. <b>LIMITES DE EXPOSICION:</b> TLV no establecido. MAK no establecido. <b>VIAS DE EXPOSICION:</b> La sustancia se puede absorber por inhalación del aerosol y por ingestión. <b>RIESGO DE INHALACION:</b> Puede alcanzarse rápidamente una concentración molesta de partículas suspendidas en el aire, al dispersar.	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b> Puede causar irritación mecánica. La sustancia puede causar efectos en sangre cuando se ingiere, dando lugar a formación de metahemoglobina. Los efectos pueden aparecer de forma no inmediata. Se recomienda vigilancia médica. <b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 330°C Punto de fusión: 95°C Densidad relativa (agua = 1): N.D. Solubilidad en agua: 25gr/100ml Presión de vapor, kPa a 20°C: N.A. Densidad relativa de vapor (aire = 1): N.A.	Punto de inflamación: N.A. Temperatura de autoignición: N.A. Límites de inflamabilidad (%): N.A. Porcentaje de volatilidad: N.A.
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	N.D.	
<b>PROVEEDOR EN MÉXICO</b>	Síntesis y Procesados de México.	
<b>PRECIO x kg</b>	20 \$MN	

**Nitrato de Aluminio**  
**Nitrato de Aluminio Nonahidratado**  
 $\text{Al}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$   
**Masa molecular: 375.13**  
**Pureza mínima del 98%**  
**(13)**

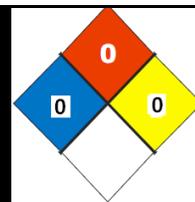


TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	No combustible pero facilita la combustión de otras sustancias. En caso de incendio se desprenden humos (o gases) tóxicos e irritantes.	NO poner en contacto con combustibles y agentes reductores.	En general, uso de extintores de Polvo Químico Seco, Espuma Química y/o Anhídrido Carbónico, de acuerdo a fuego circundante. Aplicar Agua sólo en forma de neblina.
<b>EXPLOSION</b>	Riesgo de incendio y explosión en contacto con agentes reductores.		
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA DISPERSION DEL POLVO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Tos. Dolor de garganta	Extracción localizada o protección respiratoria.	En caso de paro respiratorio, emplear método de reanimación cardiopulmonar. Si respira dificultosamente se debe suministrar Oxígeno. Asistencia médica.
<b>PIEL</b>	Irritación	Guantes de Neopreno	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada y luego lavarla. Asistencia médica.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Irritaciones. Nocivo. Náuseas y vómitos. DL50 (oral - rata): 3632 mg/kg. DL50 (oral - ratón): 3980 mg/kg.	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. No induzca el vomito Proporcionar asistencia médica.

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
<p>Contener el derrame o fuga.  Ventilar y aislar el área crítica.  Utilizar elementos de protección personal. Recoger el producto a través de una alternativa segura.  Eliminar el residuo con agua abundante.</p>	<p>Separado de sustancias combustibles y reductoras.  Mantener en lugar seco (ver rombo de seguridad).</p>	<p>NU (transporte):  Ver pictograma de inicio.  Clasificación de Peligros NU: 5.1  Grupo de Envasado NU: III</p>

NITRATO DE ALUMINIO		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>A</b>	Solido, cristales blancos, sin olor.	
<b>T</b>	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>	Puede causar irritación mecánica. La
<b>O</b>	La sustancia es un oxidante fuerte y reacciona	sustancia puede causar efectos en
<b>S</b>	con materiales combustibles y reductores,	sangre cuando se ingiere, dando lugar a
	originando peligro de incendio y explosión.	formación de metahemoglobina. Los
<b>I</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	efectos pueden aparecer de forma no
<b>M</b>	TLV no establecido.	inmediata. Se recomienda vigilancia
<b>P</b>	MAK no establecido.	médica.
<b>O</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA</b>
<b>R</b>	La sustancia se puede absorber por inhalación	<b>O REPETIDA:</b>
<b>T</b>	del aerosol y por ingestión.	
<b>A</b>	<b>RIESGO DE INHALACION:</b>	
<b>N</b>	Puede alcanzarse rápidamente una	
<b>T</b>	concentración molesta de partículas	
<b>E</b>	suspendidas en el aire, al dispersar.	
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 150°C Punto de fusión: 73°C Densidad relativa (agua = 1): N.D. Solubilidad en agua: 146gr/100ml a 0°C Presión de vapor, kPa a 20°C: 0mmHg Densidad relativa de vapor (aire = 1): N.A.	Punto de inflamación: N.A. Temperatura de autoignición: N.A. Límites de inflamabilidad (%): N.A. Porcentaje de volatilidad: N.A.
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	N.D.	
<b>PROVEEDOR EN MÉXICO</b>	Productos Químicos de Saltillo	
<b>PRECIO x kg</b>	45 \$ MN	

**Carbonato de Sodio**  
**Carbonato sódico anhidro, sosa calcinada, sosa ash.**  
 $\text{Na}_2\text{CO}_3$   
 Masa molecular: 105.99  
 Pureza mínima del 99%  
 (13)

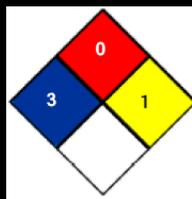


TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	Este material no se enciende	NO poner en contacto con combustibles	En general, uso de extintores de Polvo Químico Seco, Espuma Química y/o Anhídrido Carbónico, de acuerdo a fuego circundante. Aplicar Agua sólo en forma de neblina.
<b>EXPLOSION</b>	Riesgo de incendio y explosión ( ver peligros químicos)		
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA DISPERSION DEL POLVO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Irritación en las vías tracto respiratoria, tos estornudos y dificultad de respiración.	Extracción localizada o protección respiratoria.	Traslade a un lugar con ventilación adecuada. Si respira con dificultad suministrar oxígeno. Si NO respira inicie la respiración artificial. Solicite atención médica.
<b>PIEL</b>	Irritación.	Guantes de Neopreno	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Causa irritación de la boca, garganta y estomago. Las soluciones concentradas pueden ser corrosivas, causando retorcijones, y posible colapso respiratorio.	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. No induzca el vomito. Proporcionar asistencia médica.

<b>DERRAMES Y FUGAS</b>	<b>ALMACENAMIENTO</b>	<b>ENVASADO Y ETIQUETADO</b>
<p>Contener el derrame o fuga.  Ventilar y aislar el área crítica.  Utilizar elementos de protección personal. Recoger el producto a través de una alternativa segura.  Eliminar el residuo con agua abundante.</p>	<p>Separado de sustancias combustibles. Mantener en lugar seco (ver rombo de seguridad).</p>	<p>NU (transporte):  Clasificación de Peligros NU: No regulado  Grupo de Envasado NU: No regulado.</p>

<b>CARBONATO DE SODIO</b>		
<b>D A T O S  I M P O R T A N T E S</b>	<p><b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>  Solido granular blanco Higroscópico.</p> <p><b>PELIGROS QUIMICOS:</b>  Reacciona con materiales, petoxido fosforoso, magnesio, aluminio, ácidos, y flúor</p> <p><b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>  TLV no establecido.  MAK no establecido.</p> <p><b>VIAS DE EXPOSICION:</b>  La sustancia se puede absorber por inhalación y por ingestión.</p> <p><b>RIESGO DE INHALACION:</b>  Puede alcanzarse rápidamente una concentración molesta de partículas suspendidas en el aire, al dispersar.</p>	<p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>  Puede causar irritación mecánica. Se recomienda vigilancia médica.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b></p>
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	<p>Punto de ebullición: No se descompone no forma vapor  Punto de fusión: 851°C  Densidad relativa (agua = 1): 2.53  Solubilidad en agua: 42gr/100ml a 25°C  Presión de vapor, kPa a 20°C: N.A.  Densidad relativa de vapor (aire = 1): N.A.</p>	<p>Punto de inflamación: N.A.  Temperatura de autoignición: N.A.  Límites de inflamabilidad (%): N.A.  Porciento de volatilidad: N.A.</p>
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	N.D.	
<b>PROVEEDOR EN MÉXICO</b>	Cámara Suarez S.A. de C.V.	
<b>PRECIO x kg</b>	8 \$ MN	

**Hidróxido de sodio**  
**Sosa cáustica, hidrato de sodio, sosa.**  
**NaOH**  
**Masa molecular: 40**  
**Pureza mínima del 98%**  
**(13)**



TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	No combustible. El contacto con la humedad o con el agua, puede generar calor suficiente para provocar la ignición de materiales combustibles.	NO poner en contacto con agua	En caso de incendio en el entorno: usar un medio de extinción adecuado.
<b>EXPLOSION</b>	Riesgo de incendio y explosión en contacto con: (ver Peligros Químicos).	NO poner en contacto con materiales incompatibles. (Ver Peligros Químicos).	
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA DISPERSION DEL POLVO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Irritación en las vías tracto respiratoria, tos estornudos y dificultad de respiración.	Extracción localizada o protección respiratoria.	Traslade a un lugar con ventilación adecuada. Si respira con dificultad suministrar oxígeno. Si NO respira inicie la respiración artificial. Solicite atención médica.
<b>PIEL</b>	Enrojecimiento. Dolor. Graves quemaduras cutáneas. Ampollas.	Guantes de protección. Traje de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento. Dolor. Visión borrosa. Quemaduras graves.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Dolor abdominal. Quemaduras en la boca y la garganta. Sensación de quemazón en la garganta y el pecho. Náuseas. Vómitos. Shock o colapso.	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. NO provocar el vómito. Dar a beber un vaso pequeño de agua, pocos minutos después de la ingestión. Proporcionar asistencia médica inmediatamente.

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
<p>Protección personal: traje de protección química, incluyendo equipo autónomo de respiración. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. Barrer la sustancia derramada e introducirla en un recipiente de plástico. Recoger cuidadosamente el residuo y trasladarlo a continuación a un lugar seguro.</p>	<p>Separado de alimentos y piensos, ácidos fuertes y metales. Almacenar en el recipiente original. Mantener en lugar seco. Bien cerrado. Almacenar en un área sin acceso a desagües o alcantarillas.(ver rombo de seguridad).</p>	<p>NU (transporte): Ver pictograma de inicio. Clasificación de Peligros NU: 8 Grupo de Envasado NU: II</p>

HIDROXIDO DE SODIO		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>A</b>	Solido blanco higroscópico en distintas formas.	La sustancia es corrosiva para los ojos, la piel y el tracto respiratorio.
<b>T</b>	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>	Corrosivo por ingestión.
<b>O</b>	La disolución en agua es una base fuerte que reacciona violentamente con ácidos y es corrosiva con metales tales como: aluminio, estaño, plomo y cinc, formando gas combustible. Reacciona con sales de amonio produciendo amoniaco, originando peligro de incendio. El contacto con la humedad o con el agua genera calor.	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>S</b>		El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis.
<b>I</b>		
<b>M</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	
<b>P</b>	TLV: 2 mg/m <sup>3</sup> (Valor techo).	
<b>O</b>	MAK: no establecido	
<b>R</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	
<b>T</b>	Efectos locales graves.	
<b>A</b>	<b>RIESGO DE INHALACION:</b>	
<b>N</b>	Puede alcanzarse rápidamente una concentración nociva de partículas suspendidas en el aire cuando se dispersa.	
<b>T</b>		
<b>E</b>		
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 1388°C Punto de fusión: 318°C Densidad relativa (agua = 1): 2.1 Solubilidad en agua:gr /100mlmuy elevada Presión de vapor, kPa a 20°C: N.D. Densidad relativa de vapor (aire = 1): N.D.	Punto de inflamación: N.A. Temperatura de autoignición: N.A. Límites de inflamabilidad (%): N.A. Porciento de volatilidad: N.A.
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	Esta sustancia puede ser peligrosa para el medio ambiente. Debe prestarse atención especial a los organismos acuáticos.	
<b>PROVEEDOR EN MÉXICO</b>	Barmex S.A. de C.V.	
<b>PRECIO x kg</b>	12 \$ MN	

Retomando los datos presentes en la tabla III-6 necesitamos 489.50Kg por cada tonelada de producción de oxido de estireno con la recuperación de catalizador y una pérdida del 0.5% por cada tonelada de producción de oxido de estireno. Teniendo en cuenta que necesitamos 1tonelada de oxido de estireno para producir una tonelada de 2-feniletanol (tabla IV-3) obtenemos lo siguiente:

$$489.50kg \rightarrow 100\% \quad 2.50 * 400 = 1000kg \text{ de perdida de catalizador}$$

$$2.50kg \leftarrow 0.5\% \quad 489.59kg + 1000kg = 1489.5kg \text{ de catalizador requerido.}$$

Definimos la producción de catalizador anual en 1.5 toneladas.

La producción de catalizador tipo hidrotalcita comenzara antes de la producción de oxido de estireno para obtener el catalizador necesario para la producción. La reacción es de 18 horas por lo tanto definimos un lote de 5kg durante 6 días de producción completando 140.00Kg mensuales durante 10 meses y 1 mes con producción de 100 Kg completando 1.5 toneladas anuales.

<b>TABLA V-1. Requerimientos de materia prima para la producción de catalizador. (18)</b>				
<b>Materia Prima</b>	Requerimientos para un kilogramo de catalizador (kg)	Requerimientos para un lote de catalizador (kg)	Requerimientos para producción mensual de catalizador (kg)	Requerimientos para producción anual (kg)
<b>Nitrato de Magnesio</b>	3.80	19.00	532.00	5700.00
<b>Nitrato de Aluminio</b>	1.10	5.50	154.00	1650.00
<b>Carbonato de Sodio</b>	0.96	4.81	134.40	1450.00
<b>Hidróxido de Sodio</b>	0.85	4.28	119.00	1290.00

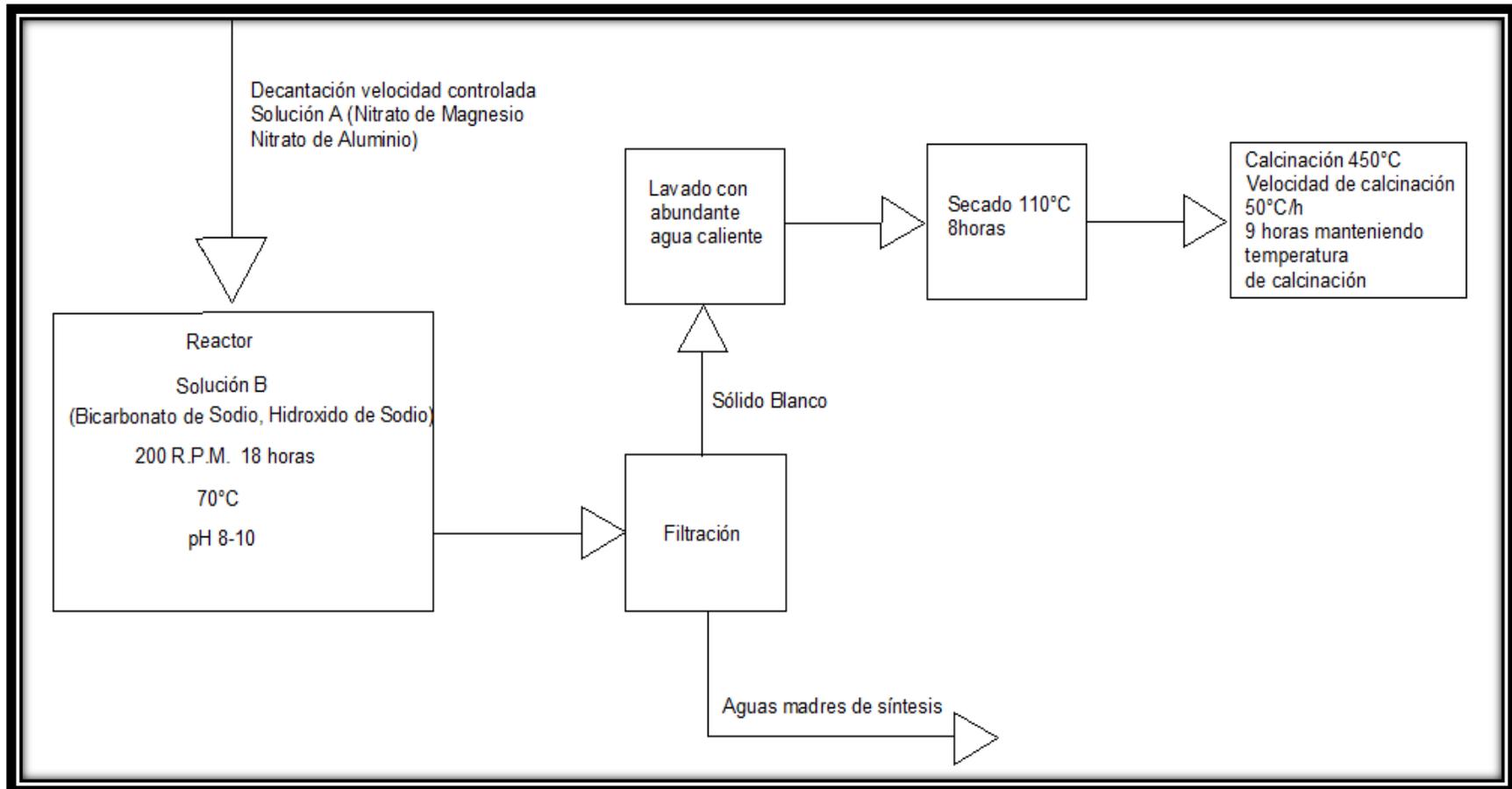
Volumen de agua para un lote de catalizador

Se obtienen 20 gramos de catalizador en un volumen final de un litro (18) por lo tanto tenemos:

$$1.00L \rightarrow 0.02kg$$

$$250.00L \leftarrow 5.00kg$$

V.1.2. Diagrama de bloques de producción de catalizador tipo hidrotalcita (18).



### V.1.3. Reactor para producción de hidrotalcita DC-1103 (características)

Teniendo el volumen de lote:

$$V_a = 0.05 * 5 = 0.25m^3 \quad V_a = \left( \frac{0.25}{(0.305)^3} \right) = 8.81ft^3$$

*Criterio de diseño 1:*

Considerando un 33% más por un posible aumento en la producción y un sobrediseño.

$$V_d = V_a * 1.33 = 11.71ft^3 = \mathbf{0.33m^3}$$

*Criterio de diseño 2: Relación diámetro altura.*

$$\frac{H}{D} = 1.55 \quad \frac{D}{H} = \frac{1}{1.55} = 0.643$$

$V_a = \text{Volumen almacenado (ft}^3\text{)}$

$V_d = \text{Volumen de diseño (ft}^3\text{)}$

$D = \text{Diametro interno del tanque (ft)}$

$H = \text{Altura del tanque (ft)}$

$$H = \left( \frac{4 * V_d}{\pi * \frac{D}{H}} \right)^{\frac{1}{3}} = \left( \frac{4 * 11.71}{\pi * 0.643} \right)^{\frac{1}{3}} = 3.30ft = \mathbf{1.00m}$$

$$D = 0.643 * 3.30 = 2.12ft = \mathbf{0.64m}$$

$$P = \pi * D = \pi * 0.64 = 6.57ft = 2.03m$$

$A = \text{Area de la base}$

$P = \text{Perimetro}$

$$A = \frac{P * D}{4} = \frac{6.57 * 2.12}{4} = 3.54ft^2 = 0.32m^2$$

$$\text{Nivel}_{max} = \frac{V_a}{A} = \frac{8.81}{3.54} = 2.49ft = 0.76m$$

**(10), (27)**

El medio de calentamiento seleccionado es resistencia eléctrica con motor de agitación.

Proveedor en México. EILI DICON S.A. DE C.V.

- Reactor de acero inoxidable 316 con diámetro de 0.64m x 1.00m de altura de 330 litros con chaqueta de calentamiento y enfriamiento eléctrico.
- Resistencia de calentamiento de 20KW
- Motor reductor eléctrico entre 100 a 400 RPM de 3HP con turbina de agitación de altura ajustable.
- Termopozo, sensor de temperatura, sensor de velocidad.
- Precio 130,000.00 \$ MN

#### V.1.3.1. Análisis del consumo de energía del reactor DC-1103

El análisis se presenta considerando únicamente el valor nominal de potencia del equipo correspondiente.

Resistencia eléctrica.

$$\text{reacción } 18.00\text{horas} * 20.00\text{KW} = 360.00\text{KW} * \text{hr}$$

Motor para agitación.

$$18.00\text{horas} * 2.20\text{KW} = 39.60\text{KW} * \text{hr}$$

El costo KW\*h industrial nacional (salvo al de Baja California y Baja California Sur, que tienen otra tarifa) es de 1.36 \$ MN

$$\text{Consumo de energía en un día del reactor DC} - 1103 = 350.00 + 39.60 = 389.60 \text{ KW} * \text{hr}$$

$$\text{Valor de energía en un día en el reactor DC} - 1103 = 389.6 * 1.36 = 530.00 \text{ \$ MN día}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor de energía mensual en el reactor DC} - 1103 &= 530.00 * 28 \text{ lotes mensuales} \\ &= 14840.00 \text{ \$ MN mensuales} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor de energía anual en el reactor DC} - 1103 &= 530.00 * 300 \text{ lotes anuales} \\ &= 159000.00 \text{ \$MN año} \end{aligned}$$

#### V.1.4. Mezclador para producción de hidrotalcita GD-1101 (características).

Proveedor en México. EILI DICON S.A. DE C.V.

- Mezclador de acero inoxidable 316 con diámetro de 0.64m x 1.00m de altura de 330 litros.
- Motor reductor eléctrico entre 100 a 400 RPM de 3HP con turbina para mezcla de altura y ángulo ajustable.
- Precio 80,000.00 \$ MN

##### V.1.4.1. Análisis del consumo de energía del mezclador GD-1101

Este mezclador cuenta con un motor de 2.20KW. Consideramos 2 horas para poder llevar a cabo las disoluciones, (Solución A y Solución B).

$$2.00\text{horas} * 2.20\text{KW} = 4.40\text{KW} * \text{hr}$$

$$\text{Consumo de energía en un día del mezclador GD} - 01 = 4.40\text{KW} * \text{hr}$$

$$\text{Valor de energía en un día en el mezclador GD} - 03 = 4.40 * 1.36 = 6.00 \$ \text{MN día}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor de energía mensual en el GD} - 01 &= 6.00 * 28 \text{ lotes mensuales} \\ &= 168.00 \$ \text{MN mensuales} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor de energía anual en el mezclador GD} - 01 &= 6.00 * 300 \text{ lotes anuales} \\ &= 1800.00 \$ \text{MN año} \end{aligned}$$

### V.1.5. Análisis del flujo de adición de disolución.

A continuación se muestra el análisis de comprobación de flujo de adición para la producción de 5kg de catalizador hidrotalcita correspondientes a un lote. Se requieren 50 litros por cada kilogramo producido de catalizador con ello tenemos un lote de 250 litros.

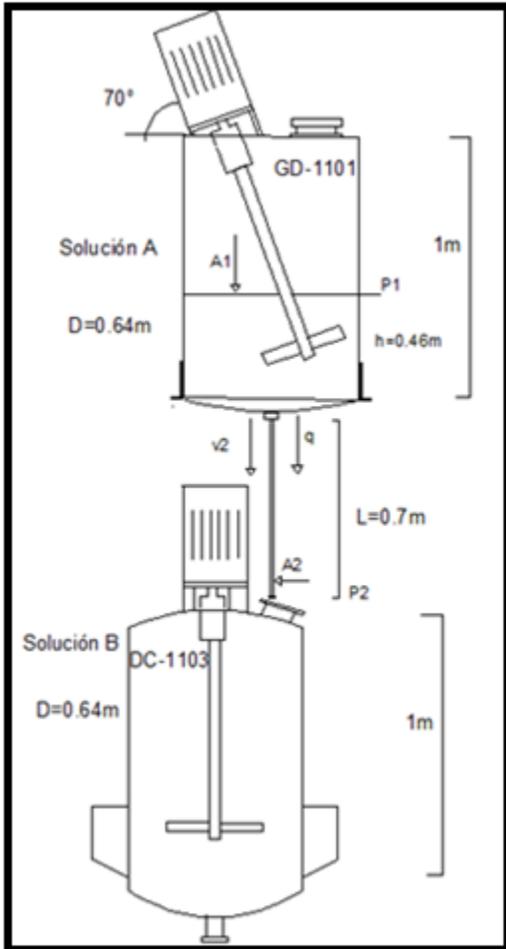


DIAGRAMA V-1. Catalizador hidrotalcita.

Las disoluciones son preparadas en el mezclador, la solución B es agregada al reactor y comienza la agitación a continuación se agrega de forma moderada la solución A (referencia III.1.2.)

$$\text{Flujo de adición de disolución A} = \frac{150\text{lt}}{2\text{hr}} = 75\text{lt/hr}$$

Este análisis es necesario para identificar si el flujo de adición utilizando la fuerza de gravedad se cumple.

Aplicando el principio de conservación de masa en el sistema del diagrama V-1

$$\dot{m}_1 - \dot{m}_2 = \frac{dm}{dt} \quad (V - 1)$$

$\dot{m}_1$  = flujo masico del líquido que entra al tanque

$\dot{m}_2$  = flujo masico del líquido que sale del tanque

$m$  = masa del líquido aculada en el tanque

$t$  = tiempo

Sabemos que  $\dot{m}_1 = 0$  y que:

$$m = h * A_1 * \rho \quad (V - 2)$$

$$\dot{m}_2 = q * \rho \quad (V - 3)$$

$A_1$  = Área transversal del flujo

$h$  = Altura del líquido en el tanque

$q$  = flujo volumétrico

$\rho$  = Densidad del fluido

Sustituyendo (1.2) y (1.3) en la ecuación (1.1) tenemos

$$-q * \rho = \frac{d(h * A_1 * \rho)}{dt} \quad (V - 4)$$

Si tomamos  $A$  y  $\rho$  como constantes y simplificamos la ecuación (1.4) se reduce a:

$$-\frac{q}{A_1} = \frac{dh}{dt} \quad (V - 5)$$

Sabemos que  $q = v_2 * A_2$ , por lo tanto si sustituimos  $q$  en (1.5) nos queda:

$$-v_2 \frac{A_2}{A_1} = \frac{dh}{dt} \quad (V - 6)$$

Planteando un balance de energía mecánica entre el punto 1 y 2 del sistema de la figura 1 obtenemos:

$$z_1 \frac{g}{g_c} + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2g_c} = z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2g_c} + \sum_{\text{punto 1}}^{\text{punto 2}} \frac{f_D * v^2 * L}{2 * g_c * D} \quad (V - 7)$$

Desarrollando el ultimo termino de la ecuación (1.7)

$$\sum_{\text{punto 1}}^{\text{punto 2}} \frac{f_D * v^2 * L}{2 * g_c * D} = \frac{f_D * v_1^2 * L}{2 * g_c * D_1} + \frac{f_D * v_2^2 * L}{2 * g_c * D_1} \quad (V - 8)$$

El factor de fricción de Darcy ( $f_D$ ) para flujos con Reynolds mayor a 3000, esta definido por la ecuación de Colebrook:

$$\frac{1}{f_D} = \frac{-2}{2.3056} \ln \left( \frac{\varepsilon}{3.7 * D} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f_D}} \right) \quad (V - 9)$$

$\varepsilon = \text{Rugosidad del material}$

Sustituyendo la ecuación (1.8) en la ecuación (3.7) y haciendo las suposiciones pertinentes para poder simplificarla se llega a:

$$z_1 * g = \frac{v_2^2}{2} + \frac{f_D * v_2^2 * L}{2 * D_2} \quad (V - 10)$$

Rearreglando:

$$z_1 * g = \frac{v_2^2}{2} \left[ 1 + \frac{f_D * L}{D_2} \right] \quad (V - 11)$$

Despejando la velocidad ( $v_2$ ):

$$v_2 = \sqrt{\frac{2 * z_1 * g}{1 + \left(\frac{f_D * L}{2}\right)}} \quad (V - 12)$$

Sabemos que:

$$z_1 = h + L \quad (V - 13)$$

Por lo tanto:

$$v_2 = \sqrt{\frac{2 * g(h + L)}{1 + \left(\frac{f_D * L}{2}\right)}} \quad (V - 14)$$

Con la ecuación anterior se propone una tubería de 1/4 que tiene un  $f_D = 0.04$  (Crane) con esto sustituimos en la ecuación basándonos en el sistema de la figura 1

$$v_2 = \sqrt{\frac{2 * 9.81(0.46 + 0.7)}{1 + \left(\frac{0.04 * 0.7}{2}\right)}}$$

$$v_2 = 4.447 \text{ m/s}$$

$$q = v_2 * A_2$$

$$\text{tubería } 1/4" A_2 = 0.000067 \text{ m}^2 \text{ Crane}$$

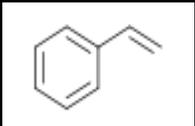
$$q = \frac{4.56 \text{ m}}{\text{s}} * 0.000067 \text{ m}^2 = 0.000297 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$q = 1100 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$$

Requerimos un flujo de adición de 75L/hr por lo tanto solo se utilizara una válvula que disminuya el flujo y tener el necesario para la producción de catalizador hidrotalcita. (17) (26)

## V.2.0 PRODUCCIÓN DE OXIDO DE ESTIRENO COMO MATERIA PRIMA PARA LA PRODUCCIÓN DE 2-FENILETANOL.

### V.2.1. Especificaciones y requerimientos de materia prima, catalizador y solventes.

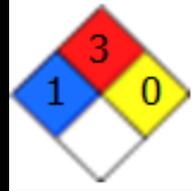
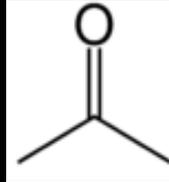
<b>Estireno</b> <b>Vinilbenceno, Feniletileno</b> $C_8H_8/C_6H_5CH=CH_2$ <b>Masa molecular: 104.1</b> <b>Pureza del 99.5%</b> <b>(13)</b>				
				
TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS	
<b>INCENDIO</b>	Inflamable. En caso de incendio se desprenden humos (o gases) tóxicos e irritantes.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono.	
<b>EXPLOSION</b>	Por encima de 31°C: pueden formarse mezclas explosivas vapor/aire (véanse Notas).	Por encima de 31°C: sistema cerrado, ventilación y equipo eléctrico a prueba de explosión (véanse Notas).	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.	
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR TODO CONTACTO!		
<b>INHALACIÓN</b>	Vértigo, somnolencia, dolor de cabeza, náuseas, debilidad.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Traslade a un lugar con ventilación adecuada. Solicite atención médica.	
<b>PIEL</b>	Enrojecimiento.	Guantes de protección. Traje de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.	
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento. Dolor.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.	
<b>INGESTIÓN</b>	Dolor abdominal (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito, dar a beber agua abundante y guardar reposo.	

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
<p>Ventilar.  Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes, absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. NO verterlo al alcantarillado.  NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente.  (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).</p>	<p>A prueba de incendio.  Separado de materiales incompatibles (véanse Peligros Químicos).  Mantener en lugar fresco y oscuro.  Almacenar solamente si está estabilizado.</p>	<p>NU (transporte):  Ver pictograma de inicio.  Clasificación de Peligros NU: 3  Grupo de Envasado NU: III</p>

Estireno		
<b>D</b> <b>A</b> <b>T</b> <b>O</b> <b>S</b>  <b>I</b> <b>M</b> <b>P</b> <b>O</b> <b>R</b> <b>T</b> <b>A</b> <b>N</b> <b>T</b> <b>E</b> <b>S</b>	<p><b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>  Líquido entre incoloro y amarillo, aceitoso.</p> <p><b>PELIGROS FISICOS</b>  Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas</p> <p><b>PELIGROS QUIMICOS:</b>  <b>La sustancia puede formar peróxidos explosivos.</b>  La sustancia puede polimerizar debido al calentamiento suave, bajo la influencia de la luz y en contacto con muchos compuestos tales como oxígeno, agentes oxidantes, peróxidos y ácidos fuertes, con peligro de incendio o explosión.  La sustancia se descompone al arder produciendo humos tóxicos y óxido de estireno.  Ataca al cobre y sus aleaciones.</p> <p><b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>  TLV (como TWA): 50 ppm; 213 mg/m<sup>3</sup> (piel)</p> <p><b>VIAS DE EXPOSICION:</b>  Efectos locales graves.</p> <p><b>VIAS DE EXPOSICION</b>  La sustancia se puede absorber por inhalación y a través de la piel.</p>	<p><b>RIESGO DE INHALACION</b>  Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante lentamente una concentración nociva en el aire.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>  La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio.  La ingestión del líquido puede dar lugar a la aspiración del mismo por los pulmones y el consiguiente riesgo de neumonitis química.  La exposición podría causar disminución de la consciencia.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>  El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis.  El contacto prolongado o repetido puede producir sensibilización de la piel.  La inhalación prolongada o repetida puede originar asma.  La sustancia puede afectar al sistema nervioso central.  Esta sustancia es posiblemente carcinógena para los seres humanos (véanse Notas).</p>
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 145°C Punto de fusión: -30.6°C Densidad relativa (agua = 1): 0.9 Solubilidad en agua: gr /100ml a25°C:0.03 Presión de vapor, kPa a 20°C: 0.7	Punto de inflamación: 31°C Temperatura de autoignición: 490°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 0.9-6.8

	Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.02
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	No se debe incorporar al medio ambiente. Debe prestarse atención especial a organismos acuáticos.
<b>NOTAS</b>	<p>Está indicado examen médico periódico dependiendo del grado de exposición.</p> <p>Los síntomas de asma no se ponen de manifiesto, a menudo, hasta pasadas algunas horas y se ven agravados por el esfuerzo físico. Reposo y vigilancia médica son, por ello, imprescindibles.</p> <p>Toda persona que haya mostrado síntomas de asma NO debe entrar en contacto con esta sustancia.</p> <p>La adición de estabilizadores o inhibidores podría influir sobre las propiedades toxicológicas de esta sustancia.</p> <p>Antes de la destilación comprobar si existen peróxidos; en caso positivo, eliminarlos.</p> <p>Los vapores de estireno monómero que no son inhibidos pueden formar polímeros en los apagallamas o sistemas de venteo, originando el bloqueo de éstos en los tanques de almacenamiento.</p> <p>EXPLOSION/PREVENCIÓN: Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra).</p>
<b>PROVEEDOR EN MÉXICO</b>	Brenntag
<b>PRECIO x kg</b>	25 \$ MN

**Acetona**  
**Propanona, Propan-2-ona, Dimetil cetona**  
 $C_3H_6O/CH_3-CO-CH_3$   
**Masa molecular: 58.1**  
**Pureza mínima del 99%**  
**(13)**

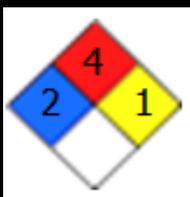
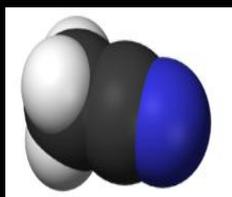


TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo, espuma resistente al alcohol, agua en grandes cantidades, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR TODO CONTACTO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Salivación, confusión mental, tos, vértigo, somnolencia, dolor de cabeza, dolor de garganta, pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Traslade a un lugar con ventilación adecuada. Solicite atención médica.
<b>PIEL</b>	Enrojecimiento.	Guantes de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento, dolor, visión borrosa. Posible daño en la córnea.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Náuseas, vómitos (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito, dar a beber agua abundante y guardar reposo.

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
<p>Ventilar.  Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes, absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro.  NO verterlo al alcantarillado.  NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente.  (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).</p>	<p>A prueba de incendio.  Separado de oxidantes fuertes.</p>	<p>NU (transporte):  Ver pictograma de inicio.  Clasificación de Peligros NU: 3  Grupo de Envasado NU: III</p>

ACETONA		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>A</b>	Líquido incoloro, de olor característico.	<b>DURACION:</b>
<b>T</b>	<b>PELIGROS FISICOS</b>	El vapor de la sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio.
<b>O</b>	El vapor es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante.	La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central, el hígado, el riñón y el tracto gastrointestinal.
<b>S</b>	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>	
<b>I</b>	La sustancia puede formar peróxidos	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>M</b>	explosivos en contacto con oxidantes fuertes tales como ácido acético, ácido nítrico y peróxido de hidrógeno.	El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis. El líquido desengrasa la piel.
<b>P</b>	Reacciona con cloroformo y bromoformo en condiciones básicas, originando peligro de incendio y explosión.	La sustancia puede afectar a la sangre y a la médula ósea.
<b>O</b>	Ataca a los plásticos.	
<b>R</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	
<b>T</b>	TLV (como TWA): 750 ppm; 1780 mg/m <sup>3</sup> )	
<b>A</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	
<b>N</b>	La sustancia se puede absorber por inhalación y a través de la piel.	
<b>T</b>	<b>RIESGO DE INHALACION</b>	
<b>E</b>	Por evaporación de esta sustancia a 20°C, se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en el aire alcanzándose mucho antes, si se dispersa.	
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 56°C Punto de fusión: -95°C Densidad relativa (agua = 1): 0.8 Solubilidad en agua: Miscible Presión de vapor, kPa a 20°C: 24 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 2.0	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1):1.2 Punto de inflamación: -18°C Temperatura de autoignición: 465°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 2.2-13
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	No se debe incorporar al medio ambiente. Debe prestarse atención especial a organismos acuáticos.	
<b>PROVEEDOR EN MÉXICO</b>	GRUPO SOLQUIM	
<b>PRECIO x kg</b>	25 \$ MN	

Acetonitrilo  
 Cianuro de metilo, cianometano,  
 Etanonitrilo  
 $C_2H_3N/CH_3CN$   
 Masa molecular: 41.0  
 Pureza 99.9%

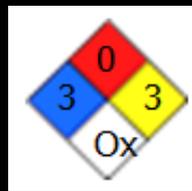


TIPOS DE PELIGRO/EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Espuma resistente al alcohol, polvo, dióxido de carbono
<b>EXPLOSION</b>	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Por encima de 12.8°C: sistema cerrado, ventilación y equipo eléctrico a prueba de explosión	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua. (véanse notas).
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR TODO CONTACTO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Salivación, confusión mental, tos, vértigo, somnolencia, dolor de cabeza, dolor de garganta, pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Traslade a un lugar con ventilación adecuada. Solicite atención médica.
<b>PIEL</b>	Enrojecimiento.	Guantes de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento, dolor, visión borrosa. Posible daño en la córnea.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Náuseas, vómitos (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito, dar a beber agua abundante y guardar reposo. Proporcionar asistencia médica.

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
<p>Ventilar.  Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes, absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro.  NO verterlo al alcantarillado.  NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente.  (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).</p>	<p>A prueba de incendio.  Separado de oxidantes fuertes. Mantener en lugar fresco y ventilado.</p>	<p>NU (transporte):  Ver pictograma de inicio.  Clasificación de Peligros NU: 3  Grupo de Envasado NU: II</p>

ACETONITRILLO		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>RIESGO DE INHALACION</b>
<b>A</b>	Líquido incoloro, de olor característico.	Por evaporación de esta sustancia a 20°C, se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en el aire alcanzándose mucho antes, si se dispersa.
<b>T</b>	<b>PELIGROS FISICOS</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>O</b>	El vapor es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante.	La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio.
<b>S</b>		La sustancia puede causar efectos en la respiración celular (inhibición), dando lugar a alteraciones funcionales.
<b>I</b>	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>	La exposición a altas concentraciones puede producir la muerte.
<b>M</b>	Por combustión, formación de humos tóxicos de cianuro de hidrogeno y óxidos de nitrógeno.	Los efectos pueden aparecer de forma no inmediata. Se recomienda vigilancia médica.
<b>P</b>	La sustancia se descompone en contacto con ácidos, agua y vapor de agua produciendo humos tóxicos y vapor inflamable.	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>O</b>	Reacciona con oxidantes fuertes originando peligro de incendio y explosión.	La experimentación animal muestra que esta sustancia posiblemente cause malformaciones congénitas en recién nacidos.
<b>R</b>	Ataca a algunas formas de plástico, caucho y recubrimientos.	
<b>T</b>		
<b>A</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	
<b>N</b>	TLV (como TWA): 40 ppm; 1780 mg/m <sup>3</sup> )	
<b>T</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	
<b>E</b>	La sustancia se puede absorber por inhalación y a través de la piel y por ingestión.	
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 81°C Punto de fusión: -45°C Densidad relativa (agua = 1): 0.8 Solubilidad en agua: Miscible Presión de vapor, kPa a 20°C: 9.60 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.4	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.04 Punto de inflamación: 12.08°C Temperatura de autoignición: 524°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 3-16
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	No se debe incorporar al medio ambiente. Debe prestarse atención especial a organismos acuáticos.	
<b>PRODUCTO IMPORTADO</b>	Ronas Chemicals Ind.Co	
<b>PRECIO x kg</b>	55 \$ MN	

**Peróxido de hidrogeno 50%**  
**Cianuro de metilo, cianometano, Etanonitrilo**  
 $C_2H_3N/CH_3CN$   
**Masa molecular: 41.0**  
**Pureza 99.9%**  
**(13)**



TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	No combustible. La sustancia puede prender materiales combustibles. Muchas reacciones pueden producir incendio o explosión.	NO poner en contacto con agentes combustibles o reductores. NO poner en contacto con superficies calientes.	Espuma resistente al alcohol, polvo, dióxido de carbono
<b>EXPLOSION</b>	Riesgo de incendio y explosión en contacto con calor o catalizadores metálicos.		En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA FORMACION DE NIEBLA DEL PRODUCTO! ¡EVITAR TODO CONTACTO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Dolor de garganta. Tos. Vértigo. Dolor de cabeza. Náuseas. Jadeo.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Posición de semiincorporado. Proporcionar asistencia médica.
<b>PIEL</b>	Corrosivo. Manchas blancas. Enrojecimiento. Quemaduras cutáneas. Dolor.	Guantes de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento, dolor, visión borrosa. Quemaduras profundas graves.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Náuseas, vómitos (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito, dar a beber agua abundante y guardar reposo. Proporcionar asistencia médica.

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Ventilar. Eliminar el líquido derramado con agua abundante. NO absorber en serrín u otros absorbentes combustibles. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. (Protección personal: traje de protección química, incluyendo equipo autónomo de respiración).	Separado de sustancias combustibles y reductoras, alimentos y piensos, bases fuertes, metales. Mantener en lugar fresco. Mantener en la oscuridad.	NU (transporte): Ver pictograma de inicio. Clasificación de Peligros NU: 5.1 Riesgos Subsidiarios de las NU: 8 Grupo de Envasado NU: I

Peróxido de hidrogeno 50%		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>RIESGO DE INHALACION</b>
<b>A</b>	Líquido incoloro.	Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en el aire.
<b>T</b>	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>O</b>	La sustancia se descompone al calentarla suavemente o bajo la influencia de la luz, produciendo oxígeno, que aumenta el peligro de incendio. La sustancia es un oxidante fuerte y reacciona violentamente con materiales combustibles y reductores causando peligro de incendio o explosión particularmente en presencia de metales. Ataca a muchas sustancias orgánicas, ej. Textiles y papel.	La sustancia es corrosiva para los ojos y la piel. El vapor irrita el tracto respiratorio. La ingestión de esta sustancia puede producir burbujas de oxígeno (embolia) en la sangre, dando lugar a shock.
<b>S</b>		<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>I</b>		Los pulmones pueden resultar afectados por la inhalación de concentraciones altas. La sustancia puede afectar al cabello, dando lugar a decoloración.
<b>M</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	
<b>P</b>	TLV: 1 ppm (como TWA), MAK: 0.5 ppm, 7.1 mg/m <sup>3</sup> . Riesgo para el embarazo.	
<b>O</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	
<b>R</b>	La sustancia se puede absorber por inhalación del vapor y por ingestión.	
<b>T</b>		
<b>A</b>		
<b>N</b>		
<b>T</b>		
<b>E</b>		
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 114°C Punto de fusión: -39°C Densidad relativa (agua = 1): 1.20 Solubilidad en agua: Miscible Presión de vapor, kPa a 20°C: 0.20 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.0	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.0 Punto de inflamación: N.A. Temperatura de autoignición: N.A. Límites de explosividad, % en volumen en el aire: N.A.
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	La sustancia es tóxica para los organismos acuáticos.	
<b>PRODUCTO IMPORTADO</b>	Electro Química Mexicana, S.A. de C.V.	
<b>PRECIO x kg</b>	2.9 \$ MN	

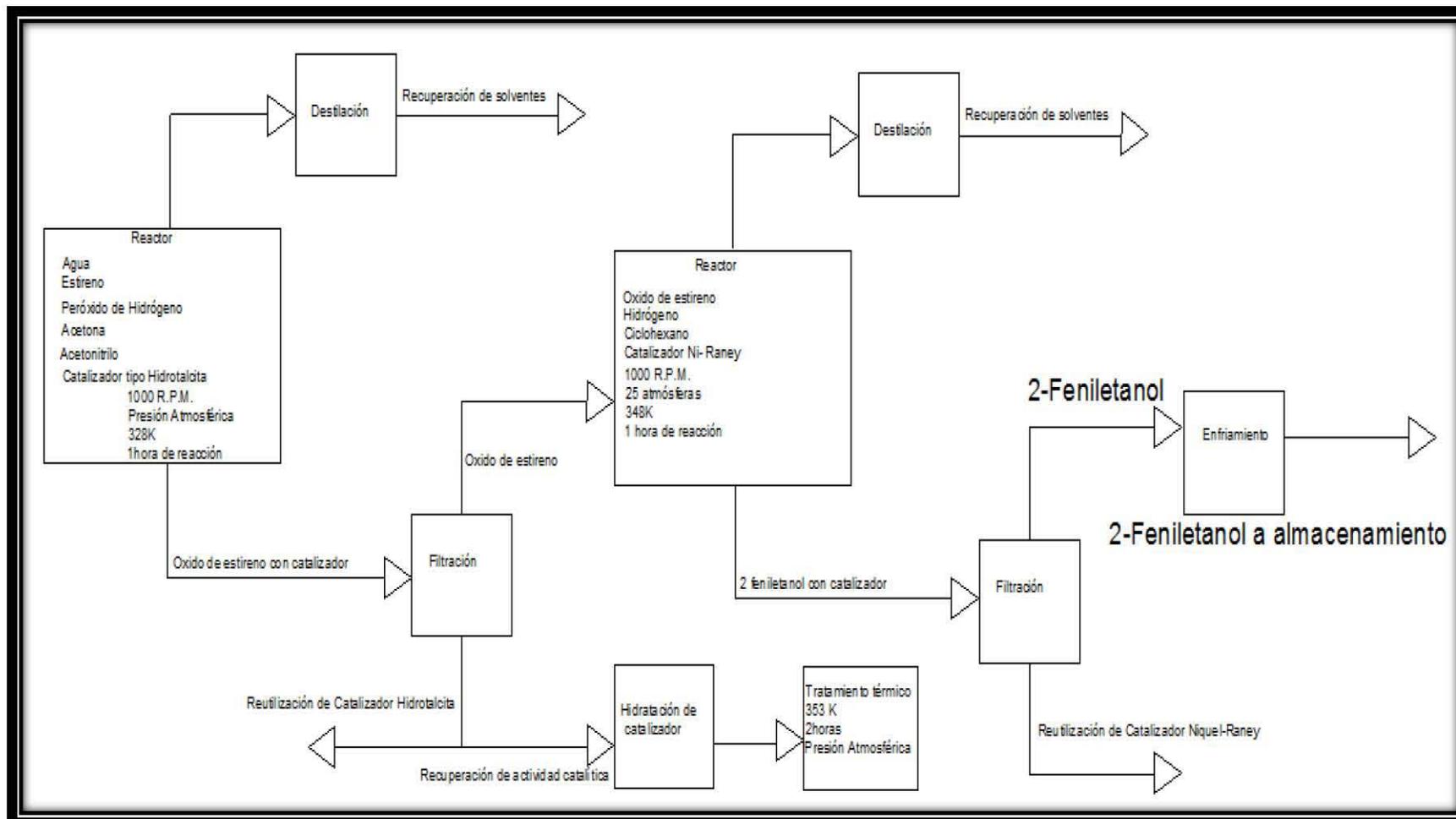
Retomando los datos de la sección IV.1.1. la producción será de 402 toneladas anuales de oxido de estireno por lo tanto se producirán 174.30 Kg por lote, con 9 lotes diarios. Tomando en cuenta que el tiempo de reacción presente en la bibliografía corresponde a 1 hora a nivel laboratorio en la producción industrial consideramos un tiempo de reacción superior al presente en la bibliografía concluyendo 3 turnos completando 1.56 toneladas diarias de lunes a viernes, 5 lotes los días sábados 871.50Kg, de esta forma completando 36.6 toneladas al mes durante 11 meses de producción.

<b>TABLA V-2. Requerimientos de materia prima para la producción de un lote de oxido de estireno (15)</b>		
<b>Materia Prima</b>	<b>(kg)</b>	<b>(L)</b>
Estireno	155.00	171.00
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> al 50% en peso	112.00	93.00
Acetona(10L x cada litro de estireno)	1350.00	1707.00
Acetonitrilo(8L x cada litro de estireno)	1073.00	1365.00
Agua(10 litros x cada litro de estireno)	1705.00	1707.00
Catalizador (0.5 kg x cada litro de estireno)	85.50Kg	
<b>Total</b>		<b>5042.00</b>

Perdida de solventes del 0.5% litros por tonelada y perdida de catalizador del 0.5% por cada tonelada de producción de oxido de estireno (tabla III-6.)

<b>TABLA V-3. Requerimientos de materia prima para la producción de oxido de estireno (15)</b>				
<b>Materia Prima</b>	<b>Requerimientos para producción mensual (Kg)</b>		<b>Requerimientos para producción anual (Kg)</b>	
	<b>(kg)</b>	<b>(L)</b>	<b>(kg)</b>	<b>(L)</b>
Estireno	32574.00	35835.00	358314.00	394185.00
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> al 50% en peso	23424.00	19602.00	257664.00	215622.00
Acetona	9162.00	11583.00	23332.00	29503.00
Acetonitrilo	7282.00	9265.00	18550.00	23600.00
Agua	11571.00	11583.00	29474.00	29503.00
Catalizador	581.00		1500.00	

V.2.2. Diagrama de bloques de producción 2-Feniletanol. (15)



### V.2.3. Reactor para producción de oxido de estireno DC-1101 (características)

Teniendo el volumen necesario para un lote (tabla V-2.) comenzamos:

$$V_a = 5.04m^3 \quad V_a = \left( \frac{5.04}{(0.305)^3} \right) = 178ft^3$$

*Criterio de diseño 1:*

Considerando un 43% más por un posible aumento en la producción y un sobrediseño

$$V_d = V_a * 1.43 = 254ft^3 = 7.1m^3$$

*Criterio de diseño 2: Relación diámetro altura.*

$$\frac{H}{D} = 1.8 \quad \frac{D}{H} = \frac{1}{1.8} = 0.555$$

$V_a =$  Volumen almacenado ( $ft^3$ )

$D =$  Diametro interno del tanque ( $ft$ )

$V_d =$  Volumen de diseño ( $ft^3$ )

$H =$  Altura del tanque ( $ft$ )

$$H = \left( \frac{4 * V_d}{\pi * \frac{D}{H}} \right)^{\frac{1}{3}} = \left( \frac{4 * 254}{\pi * 0.555} \right)^{\frac{1}{3}} = 10.22ft = 3.11m$$

$$D = 0.555 * 10.22 = 5.62ft = 1.71m$$

$$P = \pi * D = \pi * 5.62 = 17.66ft = 5.38m$$

$A =$  Area de la base

$P =$  Perimetro

$$A = \frac{P * D}{4} = \frac{17.66 * 5.62}{4} = 24.81ft^2 = 2.30m^2$$

$$Nivel_{max} = \frac{V_a}{A} = \frac{178}{24.81} = 7.15ft = 2.18m$$

(10),(27)

El reactor es tipo batch el medio de calentamiento por resistencia eléctrica con motor de agitación.

Proveedor en México. KEMBIO, S.A. DE C.V

- Reactor tipo batch de acero al carbón con chaqueta de calentamiento y enfriamiento eléctrico con fluido agua.
- Resistencia de calentamiento de 90KW
- Motor reductor eléctrico entre 900 a 1200 RPM de 30HP con turbinas de agitación.
- Termopozo, sensores de temperatura, sensores de velocidad.
- Precio 800,000 \$ MN

#### V.2.3.1. Análisis del consumo de energía del reactor DC-1101.

Para fines del análisis consideramos el tiempo de reacción de 1 hora que concuerda con los datos de la bibliografía al momento de definir el valor de la energía eléctrica total se considera un porcentaje previendo un tiempo mayor de reacción

Resistencia eléctrica. La reacción corresponde a una hora, con 9 lotes al día, considerando que se tendrá una recuperación de solventes que llegaran al reactor a una temperatura similar o superior a 55°C por lo tanto se considera:

$$\text{reacciones: } 4.5\text{horas} * 90\text{KW} = 405\text{KW} * \text{hr}$$

Motor para agitación.

$$9.00\text{horas} * 23.00\text{KW} = 207.00\text{KW} * \text{hr}$$

El costo KW\*h industrial nacional (salvo al de Baja California y Baja California Sur, que tienen otra tarifa) es de 1.36 \$ MN

$$\text{Consumo de energía en un día del reactor DC} - 1101 = 405.00 + 207.00 = 612 \text{ KW} * \text{hr}$$

$$\text{Valor de energía en un día en el reactor DC} - 1101 = 612 * 1.36 = 832.32\$ \text{ MN día}$$

$$\text{Valor de energía mensual en el reactor DC} - 1101.$$

832.32 corresponden a 9 lotes en un mes se tendrán 210 lotes

$$92.48\$ \text{ MN un lote} \rightarrow 210 \text{ lotes} = 19420.80\$ \text{ MN}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor de energía anual en el reactor DC} - 1101 &= 19420.80 * 11 \text{ meses de producción} \\ &= 213629.00 \$ \text{ MN año} \end{aligned}$$

## V.2.4. Recuperación de solventes y obtención de óxido de estireno.

### V.2.4.1. Memoria de cálculo torres de destilación. (DA-1101)

Existen distintos tipos de torres es por ello que es importante definir el tipo de torre a utilizar en determinado proceso, la mayoría de las separaciones puede realizarse en columnas empacadas o de platos.

#### ➤ Comparación entre torres empacadas y de platos.

##### ❖ Factores que favorecen columnas empacadas:

- ✚ En sistemas que operan a vacío la caída de presión es mucho menor que torre de platos porque el área abierta de los rellenos se acerca a la de la sección transversal de la torre, mientras que el área abierta de los platos es sólo 8 a 15 por ciento de la sección transversal de la torre.
- ✚ La ventaja de la menor caída de presión es inestimable en columnas de vacío a remodelar, puede traducirse a una ganancia de capacidad, de energía, una mejora de la separación, o varias combinaciones de éstos beneficios.
- ✚ Las bajas velocidades del gas y del líquido en los rellenos al azar suprimen la formación de espuma. El área abierta de los rellenos al azar más grandes promueve la dispersión de la espuma. Ambos atributos hacen que los rellenos al azar excelentes para sistemas que producen espumas.
- ✚ Las columnas con un diámetro menor de 1 m (3 pies) son difíciles de acceder por dentro para instalar y mantener los platos. En estos casos se usan a menudo "Cartuchos" de platos o se sobredimensiona el diámetro. Cualquier opción es cara.
- ✚ El rango práctico de los materiales del relleno es más extenso. Los rellenos cerámicos y plásticos son baratos y eficaces. Los platos pueden fabricarse con elementos no metálicos, pero el relleno normalmente es una alternativa más barata y conveniente.

##### ❖ Factores que favorecen columnas de platos:

- ✚ La sensibilidad de relleno a la mala distribución del líquido y del gas ha sido una causa común de fracaso en torres rellenas. Los problemas de mala distribución son muy severos en torres de gran diámetro, grandes alturas de relleno, caudales de líquido pequeños y rellenos pequeños.
- ✚ El relleno estructurado es generalmente más propenso a la mala distribución que el relleno al azar. Mientras que un buen distribuidor y la realización de inspecciones regulares pueden eliminar la mayoría de los problemas del mala distribución, los pequeños detalles pueden convertir un éxito en un fracaso.
- ✚ Debido a la mala distribución, hay muchos más fracasos experimentados con rellenos que con platos, y se deben realizar más ensayos para que operen correctamente que con los platos.
- ✚ Los condensadores o evaporadores intermedios, serpentines de intercambio y extracciones laterales se pueden incorporar más fácilmente en las columnas de platos que

en torres rellenas. En las torres rellenas, cada corriente que ingresa o egresa de la columna requiere la recolección y la distribución adicional del líquido.

- Una manera de diseñar cuando hay incertidumbres o variación de la composición de la alimentación, es instalando puntos de alimentación alternativos. En las torres rellenas, cada punto de alimentación alternativo requiere de un equipo de distribución de líquidos que es caro.
- Debido a su sensibilidad a la mala distribución hay mayor incertidumbre prediciendo el comportamiento de las columnas rellenas.
- Aquí la retención del líquido es más alto en los platos manteniendo un mayor tiempo de residencia favoreciendo la absorción o y la reacción química que lo que se logra con rellenos.
- Las torres de platos normalmente pesan menos que las torres rellenas, ahorrando en el costo de fundaciones, apoyos y paredes de la columna.

La torre de platos representa la opción más adecuada considerando sus ventajas respecto de sus limitaciones comparas a una torre empacada (6).

Para poder definir las características de la torre de destilación, necesaria para la recuperación de solvente y obtención de oxido de estireno, se utiliza el simulador de procesos **PROII versión 8.1**; a continuación se describe el proceso por el cual se realizo el cálculo.

### Paso No. 1 Shortcut

- 1.1. Comenzamos con la selección de los componentes a separar que corresponden a los presentes en el reactor DC-1110 y los productos de reacción.

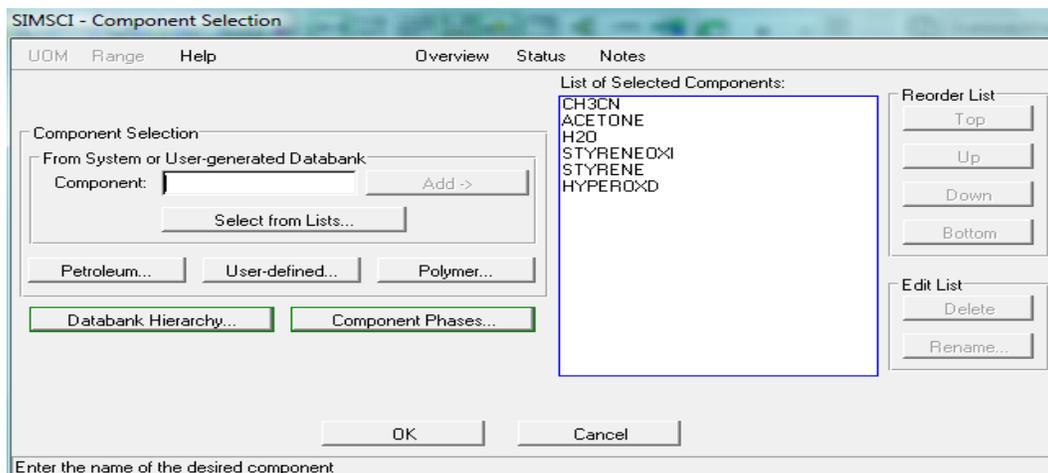


FIGURA V-1. Selección de componentes.

- 1.2 Selección de termodinámica.
  - ✓ El modelo de Wilson para la energía libre de Gibbs en exceso permite calcular los coeficientes de actividad en fase líquida para sistemas altamente no ideales, especialmente sistemas de alcoholes y agua, siempre en una sola fase líquida. Su principal debilidad radica en que no se puede usar para predecir equilibrios líquido - líquido.

**TABLA V-4. Termodinámica en el simulador.**

Aplicación	Margules	VanLaar	Wilson	NRTL	UNIQUAC
Sistemas binarios	A	A	A	A	A
Sistemas de Múltiple componentes	LA	LA	A	A	A
Sistemas azeotrópicos	A	A	A	A	A
Equilibrio Líquido-Líquido	A	A	N/A	A	A
Sistemas diluidos	?	?	A	A	A
Sistemas de asociación individual	?	?	A	A	A
Polímeros	N/A	N/A	N/A	N/A	A
Extrapolación	?	?	G	G	G

A = Aplicable N/A = No Aplicable ? = Cuestionable G = Bueno LA = Aplicación Limitada

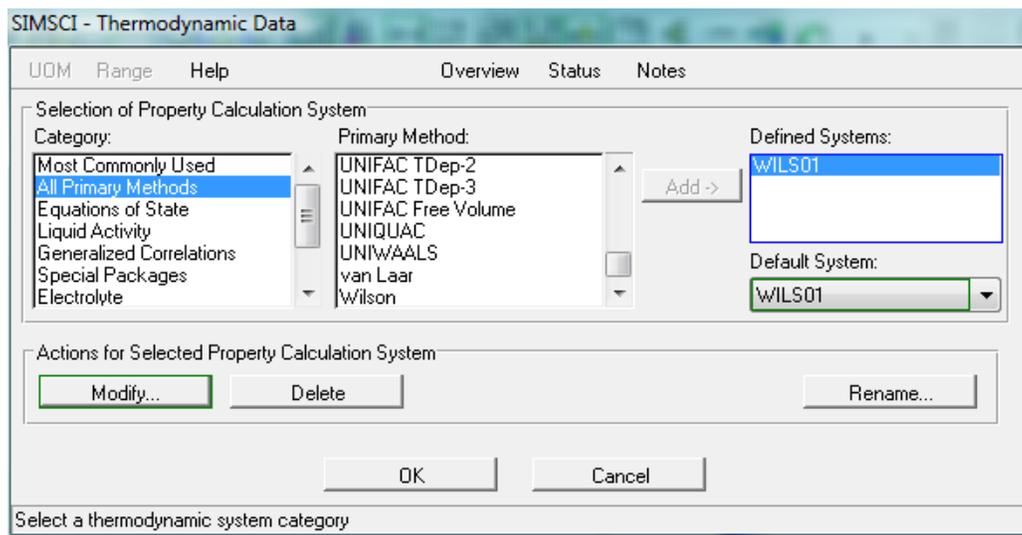


FIGURA V-2. Selección de termodinámica.

- 1.3 Condiciones de operación en la línea de inicio de simulación P-1101:

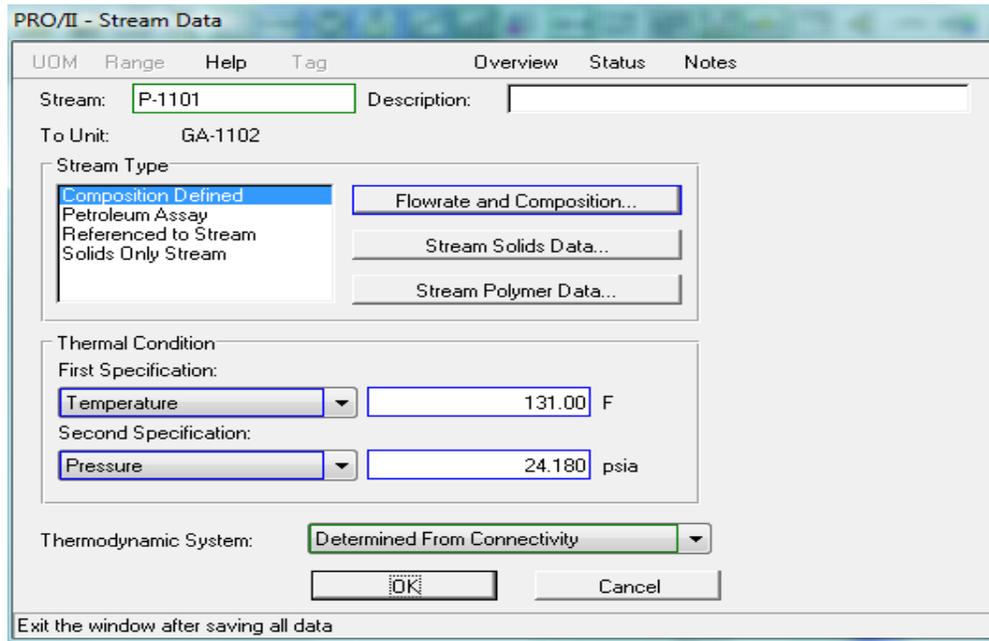


FIGURA V-3. Condiciones de operación.

TABLA V-5. Composición Reactor DC-1101				
	Composición antes de reacción (Litros)	Composición antes de la reacción	Composición Después de reacción (Litros)	Composición salida del reactor (conversión de estireno del 98% selectividad del 100% y eficiencia del 90% H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> )
<b>Estireno</b>	171.00	0.0338	3.41	0.0006
<b>H2O2 al 50% en peso</b>	93.00	0.0185	4.66	0.0009
<b>Acetona(10L x cada litro de estireno)</b>	1707.00	0.3384	1707.00	0.3385
<b>Acetonitrilo(8L x cada litro de estireno)</b>	1365.00	0.2707	1365.00	0.2708
<b>Agua(10 litros x cada litro de estireno)</b>	1707.00	0.3384	1795.00	0.3561
<b>Oxido de estireno</b>			166.00	0.0329
<b>Total</b>	5042.00		5042.00	

- ✓ Agregamos a la línea P-1101 la composición, que es la que sale del reactor DC-1101 y proponemos un flujo de alimentación a la torre acorde al volumen del lote (176ft<sup>3</sup>) y a los tiempos en los que queremos hacer la separación (1hr) ya que en este tiempo tendremos disponible los solventes para reutilizarlos una vez transcurrida la reacción en DC-1101(1 hora reacción).

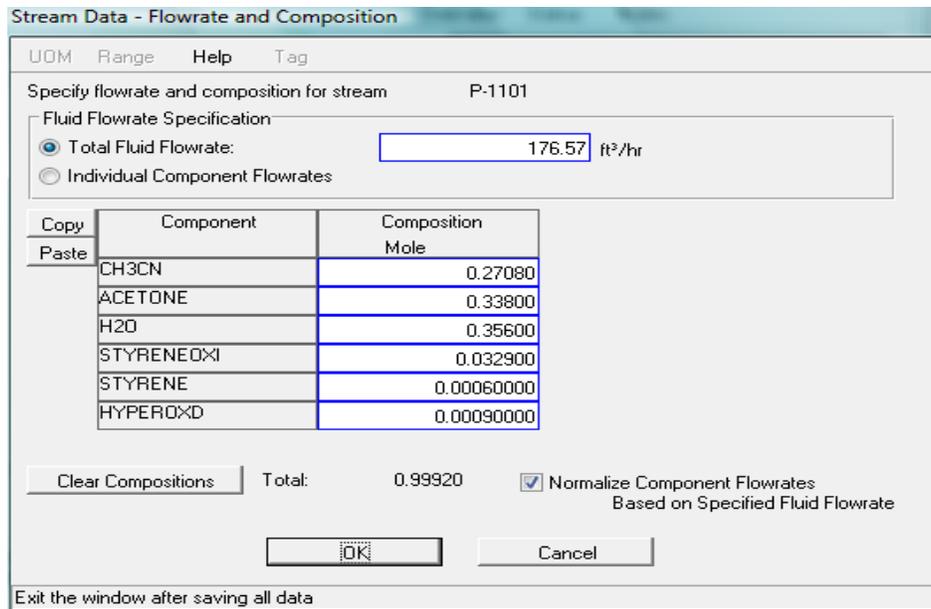


FIGURA V-4. Composición de reactor después de reacción.

- ✓ La definición de la presión de alimentación a la torre es un paso importante ya que junto con el criterio de caída de presión en la torre determina la presión de operación de la torre, que es importante ya que determina en muchas ocasiones el método de enfriamiento en domos. Con la presión elegida de 2 kg/cm<sup>2</sup> podemos enfriar con agua y reducir el tamaño de nuestros condensadores y reboilers sin afectar los equipos con un diseño por presiones altas.
- 1.4 Especificaciones en torre para lograr la separación deseada una pureza del 99% de oxido de estireno.

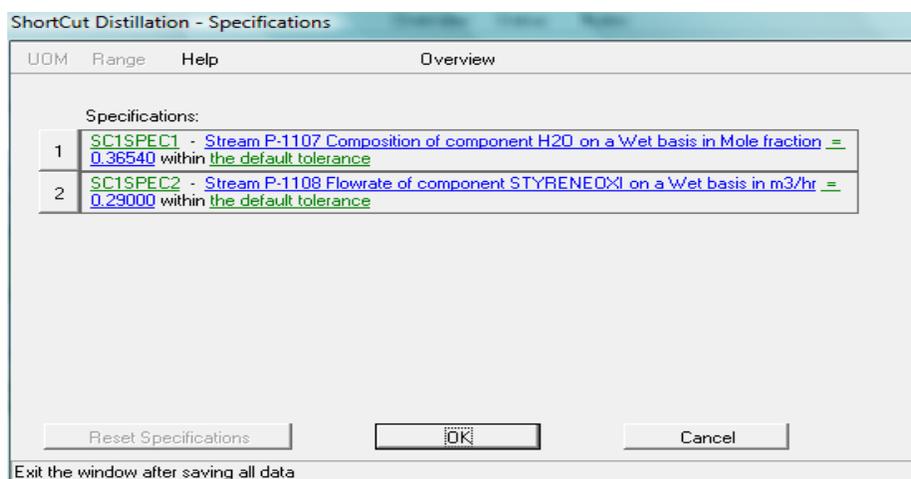


FIGURA V-5. Especificaciones para lograr separación.

Proponemos un flujo de salida en una línea de la torre en este caso la línea de solventes recuperables P-1107  $4.5 \frac{m^3}{hr}$  ( $158.92 \frac{ft^3}{hr}$ ) este corresponde al tiempo de separación del volumen del reactor, por criterio la caída de presión en la torre de  $0.35 \text{Kg/cm}^2$  (4.97psi)

Shortcut Distillation - Products

UOM Range Help Overview

	Product	Est. Type	Estimate	UOM	Phase	Pres. Type	Pressure	UOM
1	P-1107	Rate	158.92	ft <sup>3</sup> /hr	Liquid	Delta P	4.9782	psi
2	P-1108			lb-mol/hr	Liquid	Delta P	0.00000	psi

Move Up Move Down OK Cancel

Exit the window after saving all data

FIGURA V-6. Propuesta de flujo de salida de la torre y caída de presión.

- 1.5 Diagrama generado en el simulador.

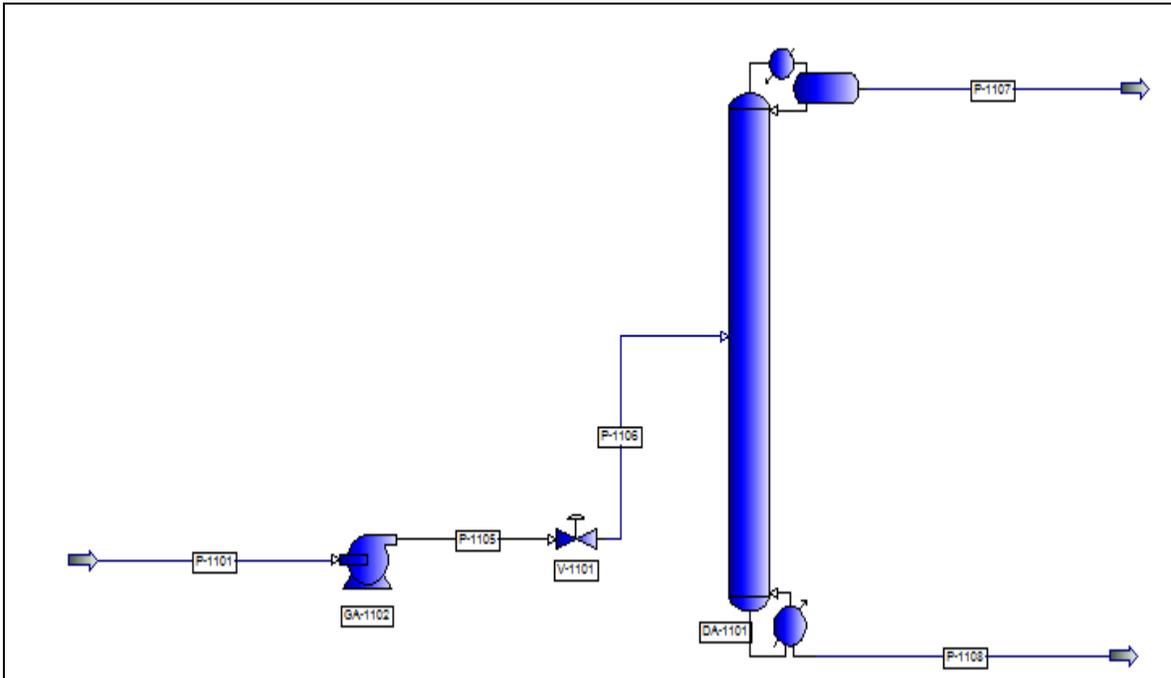


TABLA V-6. Composición y condiciones de operación generados en el simulador.

Stream Name		P-1101	P-1106	P-1107	P-1108	P-1105
Stream Description						
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	F	131.000	131.218	206.298	444.034	131.218
Pressure	PSIA	24.180	28.447	33.425	33.425	38.403
Flowrate	LB-MOL/HR	224.649	224.649	219.073	5.576	224.649
Composition						
CH3CN		0.271	0.271	0.278	0.000	0.271
ACETONE		0.338	0.338	0.347	0.000	0.338
H2O		0.356	0.356	0.365	0.000	0.356
STYRENEOXI		0.033	0.033	0.008	0.999	0.033
STYRENE		0.001	0.001	0.001	0.000	0.001
HYPEROXD		0.001	0.001	0.001	0.000	0.001

Stream Name		P-1101	P-1106	P-1107	P-1108	P-1105
Stream Description						
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Total Stream						
Rate	LB-MOL/HR	224.649	224.649	219.073	5.576	224.649
	LB/HR	9264.654	9264.654	8594.905	669.745	9264.654
Std. Liq. Rate	FT3/HR	176.573	176.573	166.356	10.217	176.573
Temperature	F	131.000	131.218	206.298	444.034	131.218
Pressure	PSIA	24.180	28.447	33.425	33.425	38.403
Molecular Weight		41.241	41.241	39.233	120.107	41.241
Enthalpy	MM BTU/HR	0.541	0.542	0.917	0.132	0.542
	BTU/LB	58.418	58.550	106.679	196.637	58.550
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Reduced Temperature		0.5716	0.5718	0.6478	0.7266	0.5718
Reduced Pressure		0.0153	0.0180	0.0208	0.0571	0.0243
Acentric Factor		0.3325	0.3325	0.3303	0.4221	0.3325
UOP K factor		10.210	10.210	10.305	8.980	10.210
Std. Liquid Density	LB/FT3	52.469	52.469	51.666	65.551	52.469
Sp. Gravity		0.8413	0.8413	0.8284	1.0511	0.8413
API Gravity		36.691	36.691	39.307	3.126	36.691
Vapor						
Rate	LB-MOL/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
	LB/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
	FT3/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Vapor Std Vol Flow	FT3/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Enthalpy	BTU/LB	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	BTU/LB-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Density	LB/FT3	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquid						
Rate	LB-MOL/HR	224.649	224.649	219.073	5.576	224.649
	LB/HR	9264.654	9264.654	8594.905	669.745	9264.654
	FT3/HR	185.821	185.852	186.963	12.860	185.852
Liquid Std Vol Flow	FT3/HR	176.573	176.573	166.356	10.217	176.573
Molecular Weight		41.241	41.241	39.233	120.107	41.241
Z (from K)		1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
Enthalpy	BTU/LB	58.418	58.550	106.679	196.637	58.550
CP	BTU/LB-F	0.606	0.606	0.627	0.544	0.606
Density	LB/FT3	49.858	49.849	45.971	52.078	49.849
Surface Tension	DYNE/CM	38.3861	38.3682	32.2781	16.0381	38.3682
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.09534	0.09531	0.09300	0.05351	0.09531
Viscosity	CP	0.37755	0.37705	0.24731	0.27099	0.37705

- 1.6 Análisis de resultados en torre.

Tabla V-7.

STREAM + PHASE		TOTAL STREAM RATES				SECTION	NUM TRAYS
		MOLES LB-MOL/HR	WEIGHT LB/HR	LIQUID VOL FT3/HR	NORM VAPOR(1) FT3/HR		
P-1107	L	219.07	8594.90	166.36	83134.65	1	4.76
P-1108	L	5.58	669.75	10.22	2116.10		
TOTALS		224.65	9264.65	176.57	85250.74		4.76

Tabla V-8.

FEED CONDITION Q	1.12224
FENSKE MINIMUM TRAYS	4.75793
OPERATING REFLUX RATIO	2.00 * R-MINIMUM
</PRE>	

- ✓ Con los datos anteriores obtenemos el numero de platos teóricos necesarios para la separación que es de 4.76 (tabla V-7.), los resultados no muestran un plato de alimentación debido al pequeño número de platos necesarios, teniendo en cuenta que el plato 1 seria el condensador y redondeando el plato 5 seria el reboiler teniendo como platos de alimentación el plato 2,3,4 el simulador no hace distinción en el que se podría alimentar.
- ✓ Se pueden observar 5 platos teoricos sin embargo los platos simulados en el metodo riguroso seran los platos reales.
- ✓ La eficiencia esta determinada por lo que se desea separar asi pues por criterio en la separación de crudo la eficiencia es del 40% mientras que en mezclas ligeras es de 80%(C1,C2,C3,C4).
- ✓ Por criterio definiremos la eficiencia de los platos en 50%

$$Platos\ reales = \frac{Número\ de\ platos\ teóricos}{eficiencia} = \frac{5}{0.5} = 10\ platos\ reales$$

(6)

Paso No.2 Método riguroso.

Los pasos 2.1 al 2.3 son análogos del 1.1 al 1.3 para el método riguroso.

- 2.4 Especificaciones en torre para lograr separación deseada.
  - ✓ Platos de simulación que en este caso serán 10 platos reales.

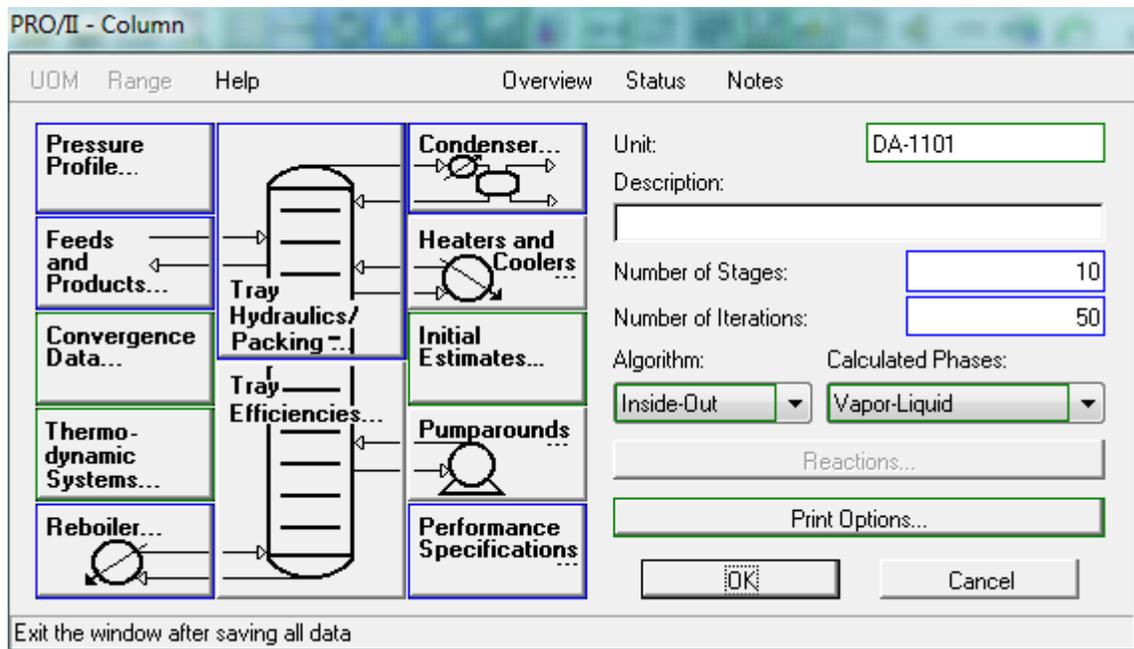


FIGURA V-7. Selección de número de platos en torre de destilación.

- ✓ Tomamos el dato de shortcut que es la presión de salida de la torre línea P-1107. Redondeamos a  $2.4\text{Kg/cm}^2$  (34.13PSIA) con una caída de presión en la columna de  $0.35\text{Kg/cm}^2$  (4.97PSI).

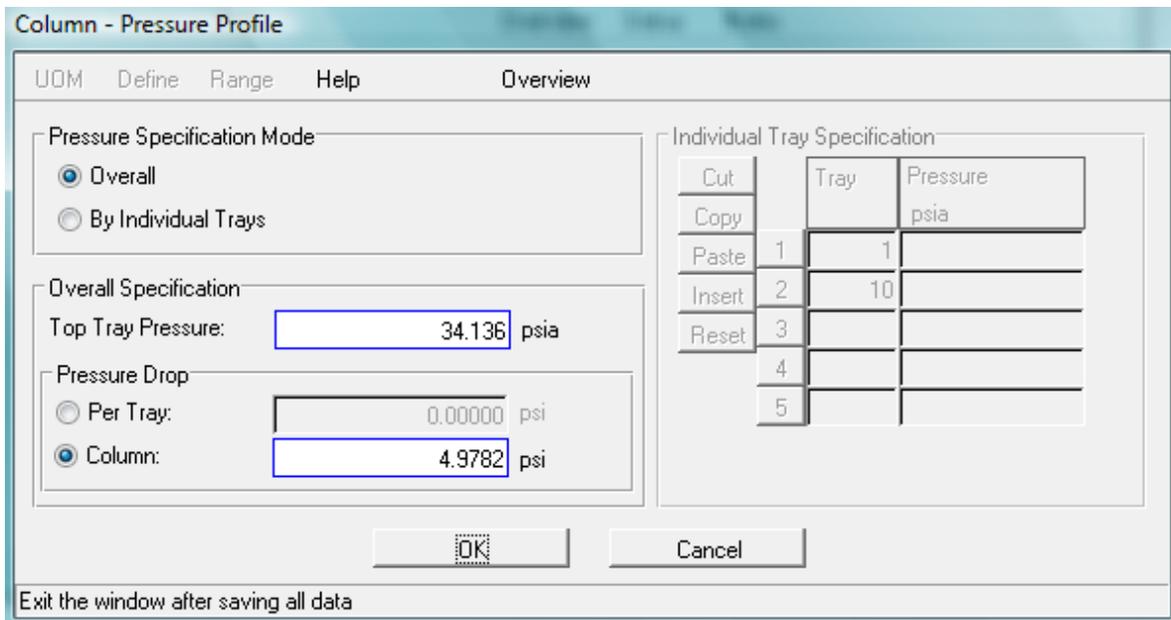


FIGURA V-8. Condiciones de presión en torre de destilación.

- ✓ El plato de alimentación es propuesto en el plato 6 resultado de las iteraciones realizadas. No existe variación considerable si alimentamos entre el plato 2 al 9 debido ya que como vimos en el método corto son muy pocos los platos necesarios para esta separación.
- ✓ Además se da un valor de flujo ya sea en fondos o en domos aproximado al de la salida en método corto para este caso en P-1107.
- ✓ Las pseudo corrientes de proceso son datos que nos proporcionan información de la salida del plato 2 y del plato 9 en flujos totales de vapor y liquido respectivamente.

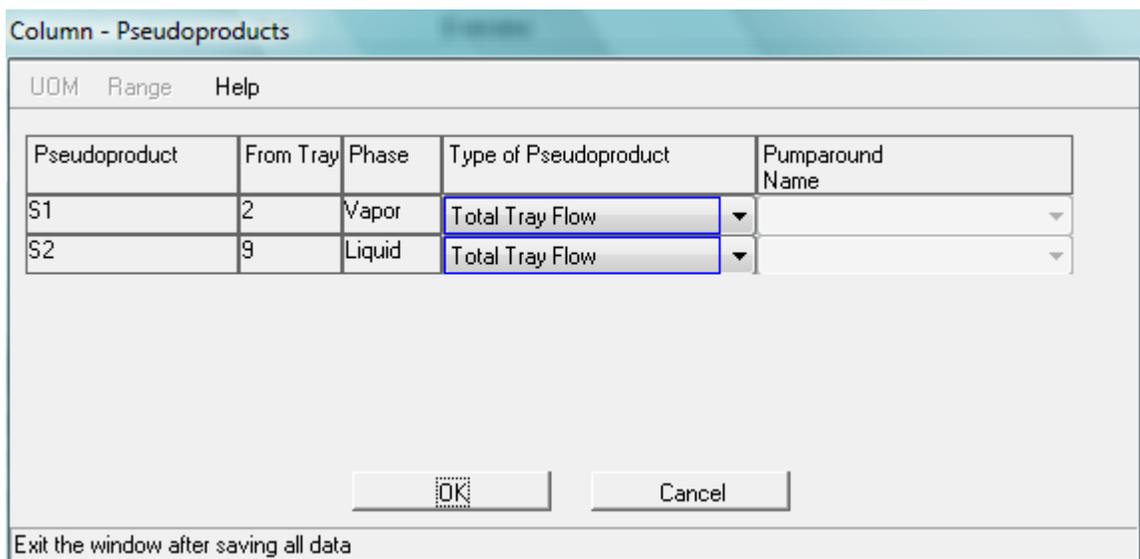


FIGURA V-9. Pseudocorrientes.

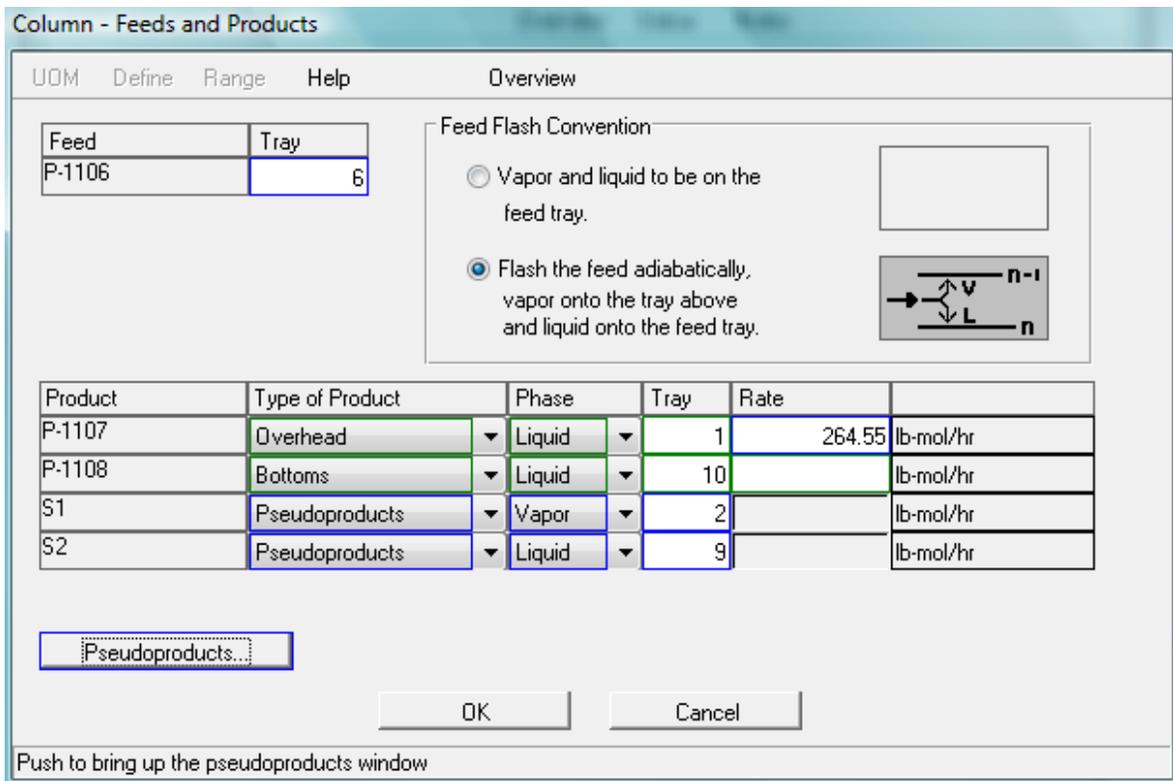


FIGURA V-10. Definición de flujos en la torre de destilación.

- ✓ Se definen las características de los platos.

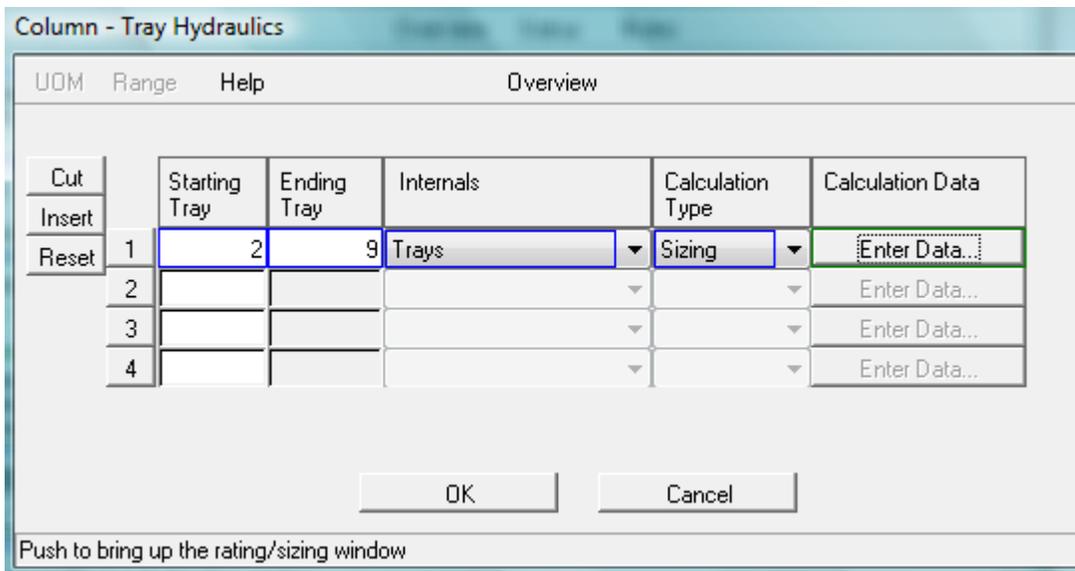


FIGURA V-11. Características y número de platos en torre plato.

- ✓ Se plantean las especiaciones requeridas en nuestro proceso, pureza de oxido de estireno mínima del 99%, utilizando datos del método corto en este caso el reflujo.

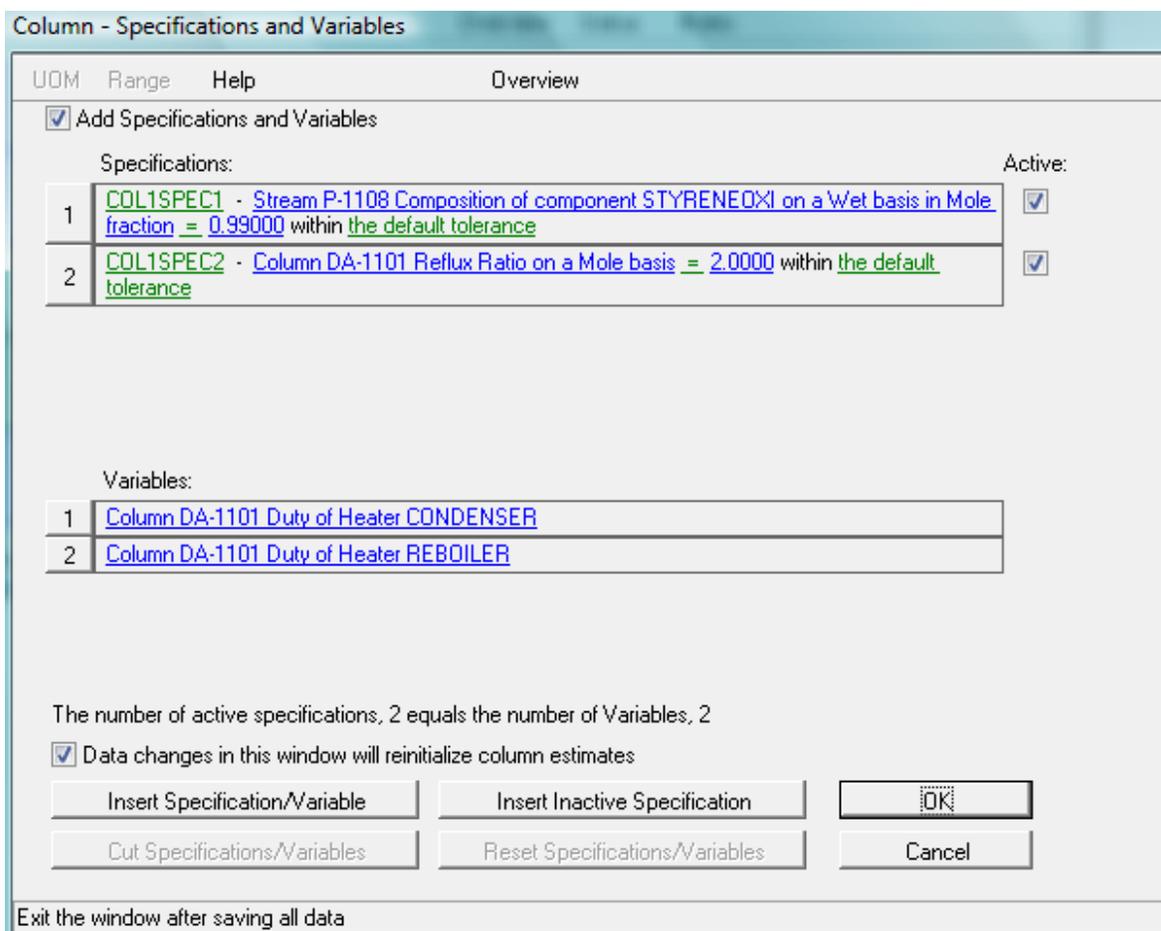


FIGURA V-12. Especiaciones de separación.

- 2.5 Diagrama generado en el simulador.

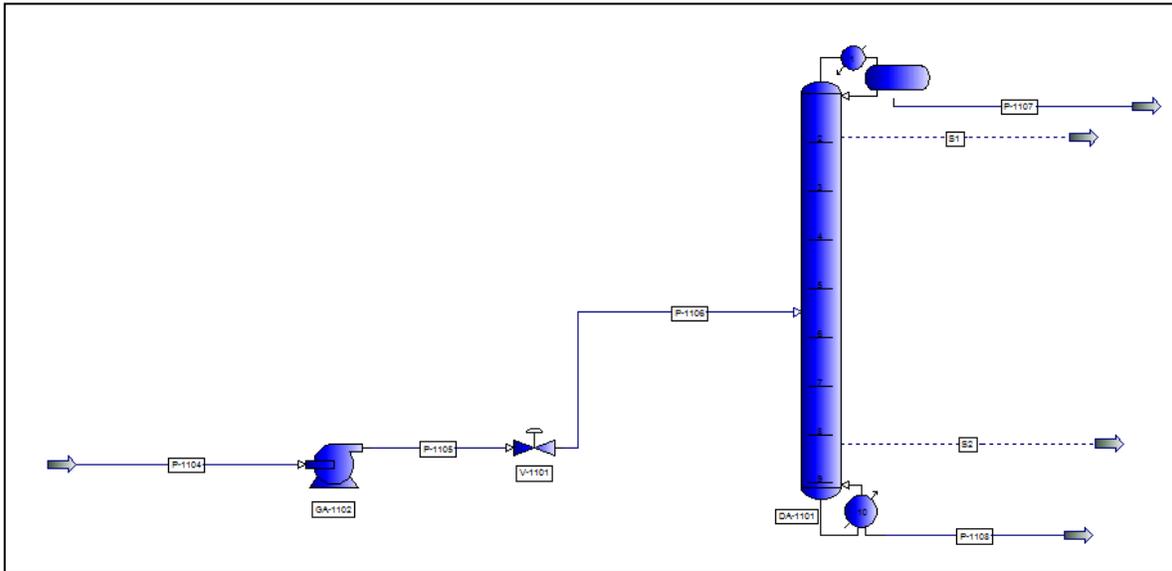


TABLA V-9. Composición y condiciones de operación generados en el simulador.

Stream Name		P-1108	P-1104	P-1105	P-1106	P-1107	S1	S2
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Temperature	F	456.732	131.000	131.348	131.348	207.466	219.775	454.543
Pressure	PSIA	39.114	24.180	46.937	36.981	34.136	34.136	38.492
Flowrate	LB-MOL/HR	7.275	224.864	224.864	224.864	217.590	652.770	576.988
Composition								
CH3CN		0.000	0.271	0.271	0.271	0.280	0.280	0.000
ACETONE		0.000	0.339	0.339	0.339	0.350	0.350	0.000
H2O		0.000	0.356	0.356	0.356	0.368	0.368	0.001
STYRENEOXI		0.990	0.032	0.032	0.032	0.000	0.000	0.982
STYRENE		0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.004
HYPEROXD		0.008	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.013

Stream Name		P-1108	P-1104	P-1105	P-1106	P-1107	S1	S2
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Total Stream								
Rate	LB-MOL/HR	7.275	224.864	224.864	224.864	217.590	652.770	576.988
	LB/HR	868.477	9259.442	9259.442	9259.442	8390.965	25172.908	68579.656
Std. Liq. Rate	FT3/HR	13.243	176.573	176.573	176.573	163.330	489.990	1045.699
Temperature	F	456.732	131.000	131.348	131.348	207.466	219.775	454.543
Pressure	PSIA	39.114	24.180	46.937	36.981	34.136	34.136	38.492
Molecular Weight		119.385	41.178	41.178	41.178	38.563	38.563	118.858
Enthalpy	MM BTU/HR	0.177	0.541	0.543	0.543	0.908	12.015	13.906
	BTU/LB	203.801	58.457	58.668	58.668	108.208	477.317	202.769
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Reduced Temperature		0.7366	0.5717	0.5721	0.5721	0.6502	0.6622	0.7348
Reduced Pressure		0.0646	0.0153	0.0297	0.0234	0.0211	0.0211	0.0621
Acentric Factor		0.4214	0.3324	0.3324	0.3324	0.3295	0.3295	0.4208
UOP K factor		8.975	10.213	10.213	10.213	10.341	10.341	8.974
Std. Liquid Density	LB/FT3	65.579	52.439	52.439	52.439	51.374	51.374	65.582
Sp. Gravity		1.0515	0.8408	0.8408	0.8408	0.8237	0.8237	1.0516
API Gravity		3.068	36.786	36.786	36.786	40.276	40.276	3.061
Vapor								

Rate	LB-MOL/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	652.770	n/a
	LB/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	25172.908	n/a
	FT3/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	139432.547	n/a
Vapor Std Vol Flow	FT3/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	247715.781	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	38.563	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1.00000	n/a
Enthalpy	BTU/LB	n/a	0.000	n/a	n/a	n/a	477.317	n/a
CP	BTU/LB-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.269	n/a
Density	LB/FT3	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.181	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.01086	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.01021	n/a
Liquid								
Rate	LB-MOL/HR	7.275	224.864	224.864	224.864	217.590	n/a	576.988
	LB/HR	868.477	9259.442	9259.442	9259.442	8390.965	n/a	68579.656
	FT3/HR	16.832	185.828	185.878	185.878	183.924	n/a	1326.983
Liquid Std Vol Flow	FT3/HR	13.243	176.573	176.573	176.573	163.330	n/a	1045.699
Molecular Weight		119.385	41.178	41.178	41.178	38.563	n/a	118.858
Z (from K)		1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	n/a	1.00000
Enthalpy	BTU/LB	203.801	58.457	58.668	58.668	108.208	n/a	202.769
CP	BTU/LB-F	0.548	0.606	0.606	0.606	0.631	n/a	0.548
Density	LB/FT3	51.596	49.828	49.814	49.814	45.622	n/a	51.681
Surface Tension	DYNE/CM	15.4438	38.3791	38.3504	38.3504	32.1803	n/a	15.6667
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.05260	0.09541	0.09536	0.09536	0.09390	n/a	0.05282
Viscosity	CP	0.25113	0.37637	0.37556	0.37556	0.24123	n/a	0.25197

- 2.6 Análisis de resultados en torre.

The screenshot shows a window titled "Data Review Window - Distillation - 'DA-1101'". It contains a table with the following data:

Property	Value	Units
Column Name	DA-1101	
Column Description		
Condenser Duty	-9.2915	$\times 10^6$ BTU/hr
Reboiler Duty	9.8333	$\times 10^6$ BTU/hr

Below the table, there is a "Column Unit" dropdown menu, "Copy" and "Close" buttons, and a status bar that reads "Exit the window without saving any data".

FIGURA V-13. Energía requerida en condensador y reboiler.

TABLA V-10.

COLUMN SUMMARY							
TRAY	TEMP DEG F	PRESSURE PSIA	NET FLOW RATES			HEATER DUTIES MM BTU/HR	
			LIQUID	VAPOR	FEED PRODUCT		
			LB-MOL/HR				
1C	207.5	34.14	435.2			-9.2915	
2	219.8	34.14	372.7	652.8			
3	273.4	34.76	343.6	590.3			
4	329.4	35.38	329.8	561.2			
5	371.8	36.00	328.7	547.4			
6	395.9	36.63	520.2	546.3	224.9L		
7	439.9	37.25	561.2	513.0			
8	450.7	37.87	573.1	553.9			
9	454.5	38.49	577.0	565.8			
10R	456.7	39.11		569.7	7.3L	9.8333	

- ✓ El primer ajuste que debemos hacer es el de la presión de alimentación a la torre, podemos observar en la tabla V-10 que la presión entre el plato 5 y 6 la presión es de 36.00 a 36.63PSIA la presión de alimentación debe corresponder a una presión superior pero muy cercana a ese valor por lo tanto en S6 la presión es de 36.98PSIA (2.60 kg/cm<sup>2</sup>)

TABLA V-11.

UNIT 1, 'DA-1101' (Cont)						
TRAY NET VAPOR RATES AND DENSITIES						
TRAY	MW	ACTUAL DENS LB/FT3	Z FROM DENSITY	RATES		
				M LB/HR	STANDARD M FT3/HR	ACTUAL M FT3/HR
2	38.563	0.18054	1.00000	25.173	247.716	139.432
3	34.728	0.15343	1.00000	20.501	224.014	133.616
4	44.595	0.18631	1.00000	25.028	212.981	134.334
5	60.580	0.24443	1.00000	33.162	207.735	135.672
6	72.416	0.28886	1.00000	39.558	207.299	136.947
7	104.089	0.40161	1.00000	53.394	194.661	132.950
8	114.589	0.44418	1.00000	63.468	210.187	142.888
9	117.708	0.46181	1.00000	66.601	214.720	144.218
10	118.852	0.47270	1.00000	67.711	216.197	143.242

TABLA V-12.

TRAY NET LIQUID RATES AND DENSITIES						
TRAY	MW	ACTUAL DENS LB/FT3	Z FROM DENSITY	RATES		
				M LB/HR	STD LIQ FT3/HR	ACTUAL GAL/MIN
1	38.563	45.622	0.00403	16.782	326.660	45.862
2	32.490	49.685	0.00306	12.110	219.499	30.386
3	48.414	52.542	0.00407	16.637	279.502	39.478
4	75.105	53.159	0.00590	24.771	397.144	58.096
5	94.827	53.269	0.00718	31.167	485.748	72.946
6	104.303	53.106	0.00783	54.262	835.797	127.390
7	114.651	52.097	0.00849	64.337	982.742	153.966
8	117.729	51.806	0.00881	67.470	1029.037	162.372
9	118.858	51.681	0.00902	68.580	1045.701	165.443
10	119.386	51.596	0.00920	0.868	13.243	2.099

✓ Donde Z es el factor de compresibilidad que es función de T y P; Z (T,P)

TABLA V-13.

TRAY TRANSPORT PROPERTIES					
TRAY	THERMAL CONDUCTIVITY BTU/HR-FT-F		VISCOSITY CP		SURFACE TENSION DYNE/CM
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
1	9.3898E-02	0.0000E+00	2.4123E-01	0.0000E+00	3.2180E+01
2	9.9532E-02	1.0860E-02	2.5912E-01	1.0211E-02	4.3108E+01
3	7.6880E-02	1.2965E-02	2.5052E-01	1.1480E-02	3.9890E+01
4	6.6589E-02	1.4052E-02	2.7655E-01	1.1847E-02	3.0703E+01
5	6.1332E-02	1.4152E-02	2.9439E-01	1.1647E-02	2.4165E+01
6	5.8508E-02	1.4073E-02	2.9589E-01	1.1494E-02	2.0916E+01
7	5.4329E-02	1.3898E-02	2.5884E-01	1.1155E-02	1.7167E+01
8	5.3232E-02	1.3768E-02	2.5319E-01	1.1023E-02	1.6084E+01
9	5.2824E-02	1.3743E-02	2.5197E-01	1.0989E-02	1.5667E+01
10	5.2600E-02	1.3754E-02	2.5113E-01	1.0983E-02	1.5444E+01

TABLA V-14.

TRAY SIZING MECHANICAL DATA						
SECTION	TRAY NUMBERS	TRAY PASSES	TRAY SPACING IN	SYSTEM FACTOR	TRAY TYPE	MIN DIAMETER IN
1	2 - 9	N/A	24.00	1.00	VALUE	15.00

TABLA V-15.

TRAY SIZING DOWNCOMER WIDTH CALCULATION				
TRAY	NEXT LARGER DIAMETER IN	SIDE IN	CENTER IN	OFF-CENTER IN
2	42.	2.887	N/A	N/A
3	42.	3.190	N/A	N/A
4	48.	4.247	N/A	N/A
5	48.	4.522	N/A	N/A
6	48.	5.576	N/A	N/A
7	54.	6.465	N/A	N/A
8	54.	6.511	N/A	N/A
9	54.	6.548	N/A	N/A

- ✓ Como se puede observar en las tablas anteriores el simulador nos proporciona las características tanto de los flujos de líquido y vapor dentro de la torre así como de sus partes mecánicas, lo cual nos servirá para poder cotizar nuestro equipo con datos que cumplen nuestras necesidades de separación; así pues tenemos una torre homogénea y podemos utilizar el diámetro mayor que es de 54in (tabla V-15) según el siguiente análisis:  $Diametro\ mayor - Diametro\ menor = 54 - 42 = 12in = 1ft$

Cuando la diferencia entre el diámetro mayor menos el menor resulta ser no mayor a 1ft el diámetro de la torre será homogéneo al diámetro mayor. Esto representa ahorros económicos en la construcción de la torre.

En la tabla siguiente el simulador confirma el criterio de diseño con un diámetro de 54in.

TABLA V-16.

TRAY SELECTION FOR TRAY RATING							
VALUE DIAMETER		1.875 IN					
SECTION	DESIGN TRAY NUMBER	DIAMETER IN	NP	NUMBER OF VALVES OR CAPS	SIDE IN	DOWNCOMER WIDTHS CENTER IN	OFF-CENTER IN
1	9	54.	1	164	6.548	N/A	N/A

TABLA V-17.

TRAY RATING AT SELECTED DESIGN TRAY									
TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOTGPM	ULOAD CFS	DIAM IN	FF	NP	PRES DROP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	37.12	30.4	2.066	54.	34.6	1	0.063	0.9	19.08
3	37.32	39.5	2.226	54.	37.6	1	0.074	1.1	20.40
4	37.69	58.1	2.561	54.	44.0	1	0.090	1.6	23.26
5	38.04	72.9	2.809	54.	48.8	1	0.103	2.1	25.55
6	36.93	127.4	3.224	54.	58.5	1	0.130	3.6	31.62
7	39.69	154.0	3.681	54.	67.3	1	0.154	4.4	36.60
8	40.06	162.4	3.799	54.	69.7	1	0.160	4.6	38.09
9	39.79	165.4	3.823	54.	70.2	1	0.162	4.7	38.49

En las tablas mostradas podemos identificar aspectos de velocidades de los fluidos en torre correspondientes a cada plato (vertederos y velocidades en vertederos) además del número de válvulas y el diámetro de las mismas.

Un dato importante para el paquete de ingeniería básica antes de llegar a la construcción y tomar los demás datos como fundamentales es el FF (flooding factor) que determina si es posible que exista transferencia de masa en nuestra torre.

Podemos observar en la tabla el dato FF está entre 34.6 a 70.2 estos datos son adecuados para que exista transferencia ya que este factor debe estar entre el 15 al 80% ya que valores menores al 15% representarían solo un goteo en el plato y por encima del 80% representaría un plato inundado con esto no existiría transferencia de masa por lo tanto concluimos que nuestra torre es adecuada para la separación.

Paso no. 3. CALCULO DE LA ALTURA EN TORRES

Con Los datos obtenidos en la simulación podemos determinar la altura de la torre

- 3.1 Nivel de líquido máximo de la torre

$F_{PT}$ : Flujo volumetrico de producto en fondos.

$F_{PR}$ : Flujo de alimentación al rehervidor.

$V_{FT}$ : Volumen total

$\theta_{R1}$ : Tiempo de residencia 1

$\theta_{R2}$ : Tiempo de residencia 2

$$F_{PT} = 0.477 \frac{m^3}{hr} = 16.832 \frac{ft^3}{hr} \text{ (dato linea P - 1108)}$$

$$F_{PR} = \text{Linea S2} - \text{Linea P - 1108}$$

$$F_{PR} = 37.576 \frac{m^3}{hr} - 0.477 \frac{m^3}{hr} = 37.09 \frac{m^3}{hr} = 21.83 \frac{ft^3}{hr}$$

$$V_{FT} = F_{PT}\theta_{R1} + F_{PR}\theta_{R2}$$

$$\theta_{R1} = 2 \text{ min a } 5 \text{ min}$$

$$\theta_{R2} = 2 \text{ a } 3 \text{ min}$$

$$0.477 \frac{m^3}{hr} * .083hr + 37.09 \frac{m^3}{hr} * 0.055hr = 1.89m^3$$

$D_T$ : Diametro de torre (dato del simulador)

$$D_T = 54in = 1.37m$$

$A_T$ : Area torre

$$A_T = \frac{\pi D_T^2}{4} = 1.07m^2$$

$$N_{max} = \frac{V_{FT}}{A_T} = 1.76m = 5.77ft$$

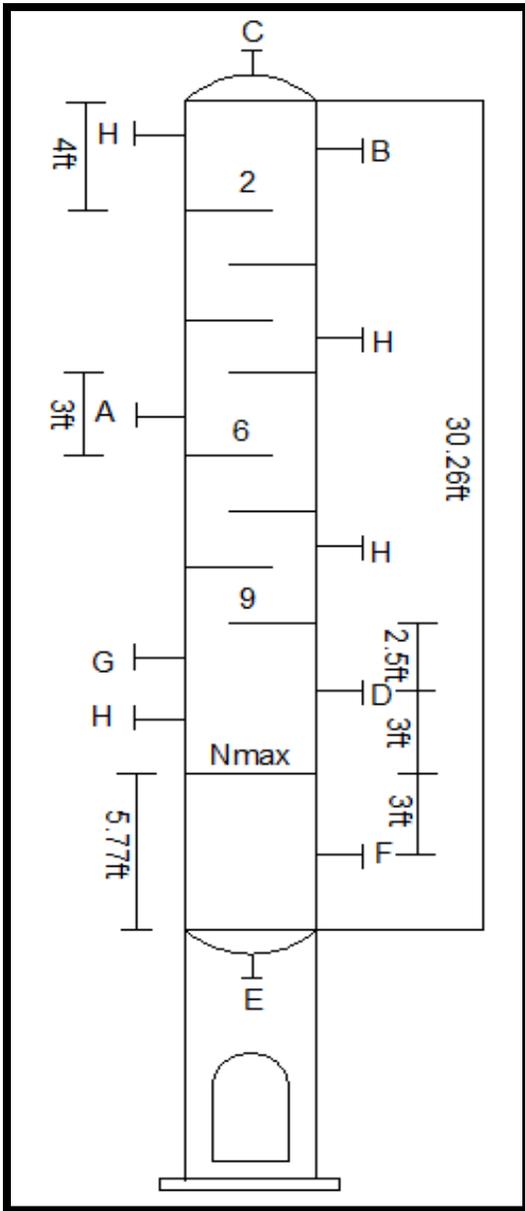
$$N_{min} = 152mm = 0.5ft = 0.15m$$

$$AAN = (N_{max} - N_{min})0.8 + N_{min} = 4.71ft = 1.43m$$

$$NN = (N_{max} - N_{min})0.6 + N_{min} = 3.66ft = 1.11mft$$

$$ABN = (N_{max} - N_{min})0.25 + N_{min} = 1.81ft = 0.55m$$

Diagrama V-2. Altura de torre de destilación.



Con los datos del nivel máximo comenzamos a dimensionar la altura de la torre:

Criterios aplicados:

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

2ft de separación entre cada plato.

Domos: 3 a 4 ft del último plato a altura máxima.

Plato de alimentación(A):  $t+1\text{ft}=3\text{ft}$ .

De 2 a 3 ft del nivel máximo a reflujo de reboiler (D).

De 2 a 3 ft de nivel máximo a control de nivel (F).

Vapor reboiler (D) a ultimo plato (9):  $t+6''=2.5\text{ft}$

(6), (27)

Proveedor en México RICS A S.A de C.V. con un valor de 760,000.00 \$MN

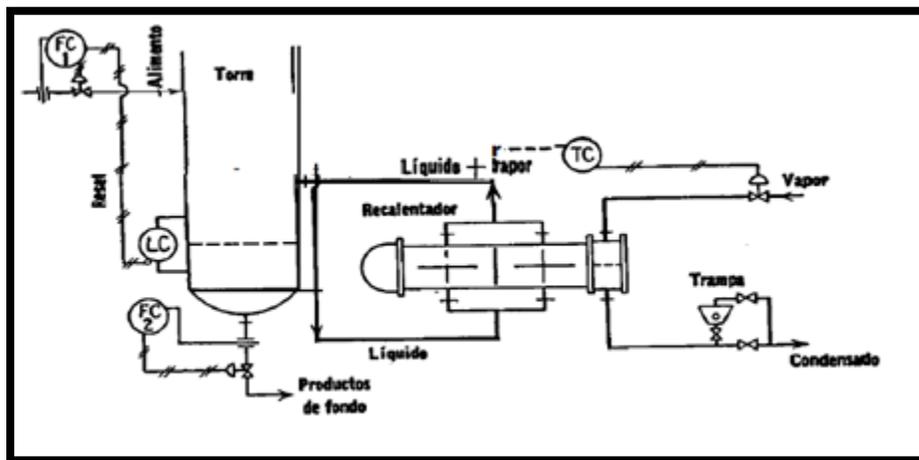
## V.2.4.2. Medio de calentamiento.

### V.2.4.2.1. Selección de reboiler.

Los datos que debemos tomar en cuenta correspondientes a nuestro proceso es la temperatura que debemos alcanzar en el reboiler para poder lograr la recuperación de solventes y obtener el óxido de estireno con una pureza mínima del 99%, dicha temperatura corresponde a 456.7°F (236°C) esto se muestra en la tabla V-10, es por esto que se presenta la siguiente información que define el tipo de reboiler.

- Termosifón

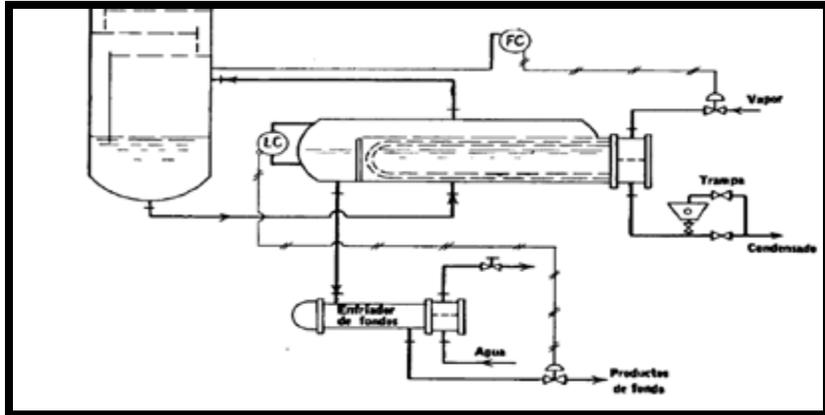
DIAGRAMA V-3. Reboiler termosifón (14).



Características generales.

- Utiliza vapor de baja presión
- Vaporización menor a 130°C
- Porcentaje de vaporización del 10 a 15%
- KETTLE

DIAGRAMA V-4. Reboiler kettle (14).

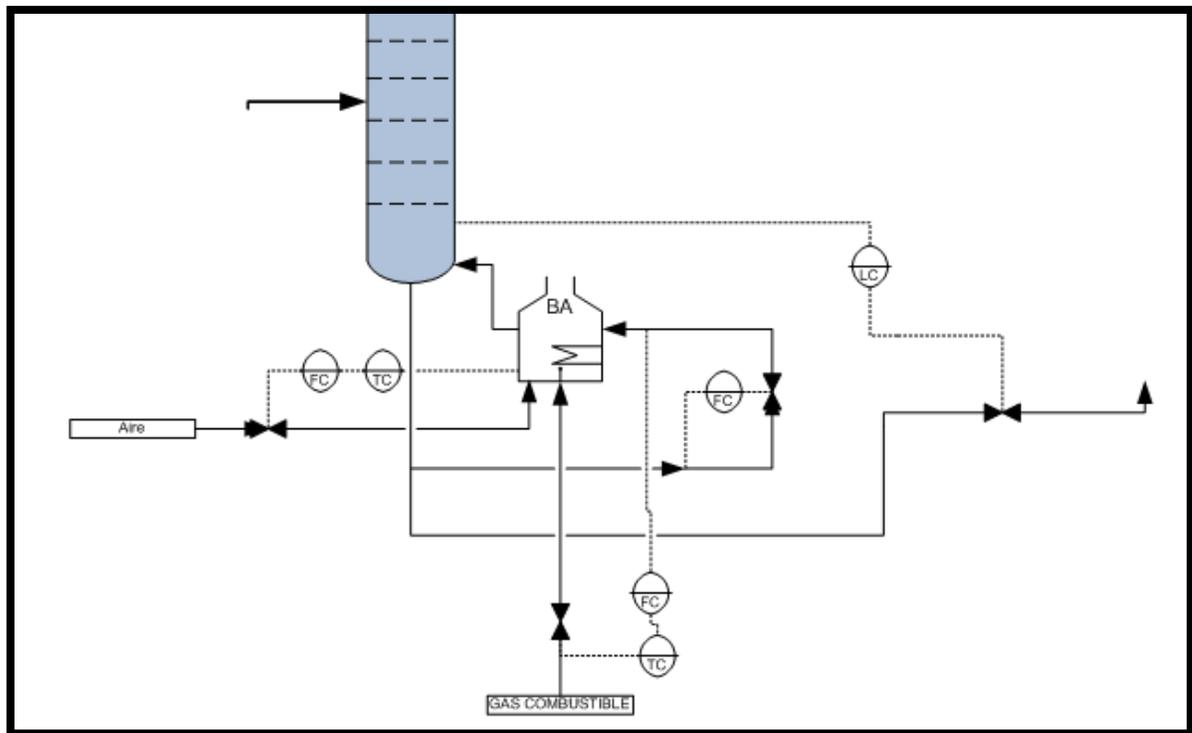


Características generales.

- Utiliza vapor de baja presión
- Vaporización 130-140°C
- Porcentaje de vaporización del 15 a 30%

➤ Calentador a fuego directo.

DIAGRAMA V-5. Calentador a fuego directo (16).



Características generales.

- Utiliza distintos combustibles
- Vaporización mas de 200°C
- Porcentaje de vaporización del 30 a 50%

Observando los datos que nos proporciona el simulador en plato 10 que corresponde al reboiler tabla (V-10) tenemos un temperatura de 456.7°F (236°C) con esto podemos concluir que el equipo que necesitamos como reboiler en nuestra torre corresponde a un calentador a fuego directo.

#### **V.2.4.2.2. Selección de calentador a fuego directo**

En la sección anterior definimos que se requería un calentador a fuego directo para nuestro proceso, teniendo en cuenta el dato de  $9.8333 \cdot 10^6$  Btu/hr (figura V-13.) se presenta la información para definir el tipo de calentador a fuego directo.

La industria que requiere en sus procesos calentadores a fuego directo divide su aplicación en seis categorías de servicio general, los cuales son:

a) Rehervidor:

En esta aplicación particular, la temperatura de salida de un rehervidor generalmente cae en el rango de los 200 a 288°C (400 a 550°F).

b) Calentador de carga a columnas fraccionadoras.

Se refiere al servicio de un calentador de alimentación a una columna de destilación atmosférica, donde el aceite crudo entra al calentador como un liquido a 232°C (450°F) y sale cerca de los 371°C (700°F).

c) Calentador de carga a reactores.

En este caso se trata del calentamiento de un componente individual, fase sencilla como el sobrecalentamiento de vapor en las secciones de reacción del proceso de elaboración de productos petroquímicos. En estos servicios, la temperatura de entrada del fluido.

Típicamente es de 371°C (700°F) y su temperatura de salida de aproximadamente 815°C (1500°F).

d) Calor suministrado para medio de transferencia de calor.

Muchas plantas suministran calor a usuarios individuales, vía un medio de transferencia de calor intermedio. Para este servicio el empleo del calentador se utiliza para elevar la temperatura del medio recirculante, que es típicamente un aceite de calentamiento. Los fluidos que circulan a

través del calentador en estos sistemas, casi siempre permanecen en fase líquida desde la entrada hasta la salida.

#### e) Calor suministrado a fluidos viscosos

Con frecuencia el aceite pesado debe ser bombeado desde un lugar a otro para su proceso. A bajas temperaturas el aceite puede tener una viscosidad demasiado alta para ceder al bombeo, por lo que es empleado un calentador para elevar la temperatura del aceite y así, facilitar su bombeo.

#### f) Calentadores reactores

Calentadores reformadores de hidrocarburos - vapor, en los cuales los tubos de la cámara de la combustión funcionan individualmente como recipientes de reacción verticales llenos con catalizadores de níquel. En reformadores que producen hidrógeno, las temperaturas de salida del fluido varían de 788 a 899°C (1450 a 1650°F).

##### ➤ Calentadores a Fuego Directo

La función de un calentador a fuego directo es suministrar una cantidad específica de calor, a niveles de temperatura elevados, al fluido que se desea calentar. Esto debe realizarse sin que se presenten sobrecalentamientos del fluido o de los componentes estructurales del equipo.

Un calentador es una caja aislada en la cual el calor liberado por el quemado de un combustible es transferido a un fluido de proceso que fluye a través de un serpentín tubular.

Típicamente, el serpentín está arreglado a lo largo de las paredes y techo de la cámara de combustión, donde la transferencia de calor se presenta por radiación y convección.

El tamaño del calentador es definido en términos de su capacidad de absorción de calor de diseño típicamente llamado 'duty'.

Los 'duties' varían desde 0.5 MMBtu para unidades pequeñas, hasta 1 billón de Btu/h, tales como los calentadores reformadores de hidrocarburos.

En general, la mayoría de las capacidades de calor de los calentadores están en el rango de 10 a 350 MMBtu/h.

➤ Clasificación de los Calentadores

Los calentadores se pueden clasificar de acuerdo al tipo de servicio, su configuración o al arreglo de los tubos.

✚ Clasificación de los Calentadores por el tipo de Servicio.

- Rehervidores de columnas
- Calentadores de carga a columnas fraccionadoras
- Precalentadores de carga a reactores
- Calentadores para acondicionar fluidos empleados como medio de calentamiento:
- Calentadores para fluidos viscosos
- Calentadores reactores

✚ Clasificación de Calentadores de acuerdo a su configuración.

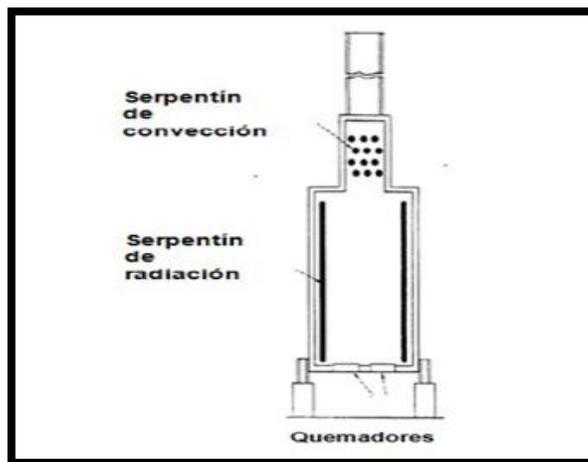
Existe una amplia gama de configuraciones, diseños, detalles de construcción. La elección de un tipo u otro está regida básicamente por el servicio del calentador, costo y área disponible para su instalación.

✓ Cilíndrico vertical con sección de convección flujo cruzado

Características:

- Diseño económico
- Mayor eficiencia
- Mínima área física requerida
- La mayoría de los nuevos diseños tienen la configuración mostrada en Figura V-13.
- Cargas térmicas entre 0.5 a 20 MMBtu/hr.

DIAGRAMA V-6. Calentador cilíndrico vertical con sección de convección flujo cruzado (16).

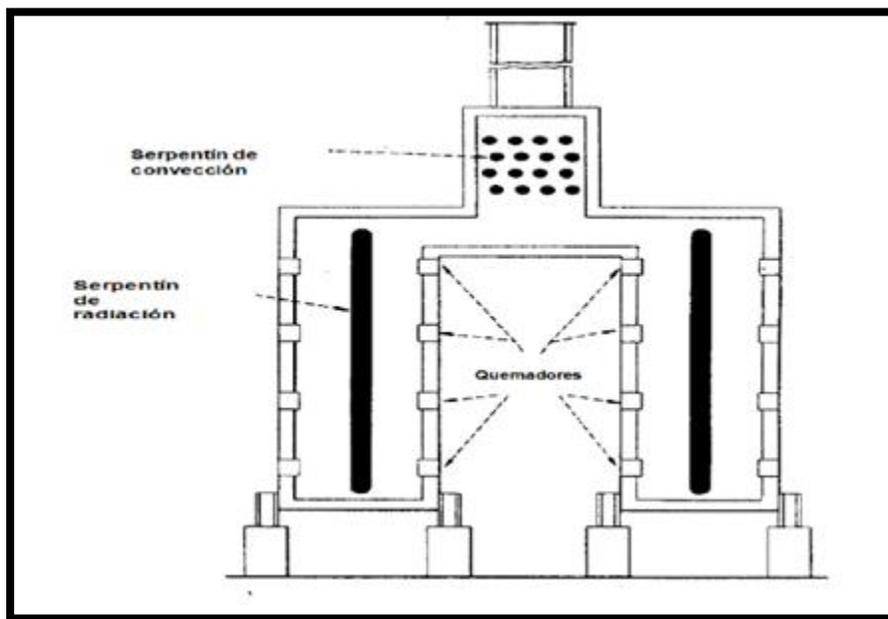


✓ Tubo vertical doble fuego

Características:

- Los diseños con niveles múltiples de quemadores se emplean en servicios asociados a reactores
- Arreglo para servicios que demandan alto y uniforme flux térmico
- Los distintos niveles de ubicación de los quemadores, permiten un riguroso control de perfil de temperatura a lo largo de cada serpentín
- Tiene el mayor costo de inversión.

DIAGRAMA V-7. Calentador tipo vertical doble fuego (16).

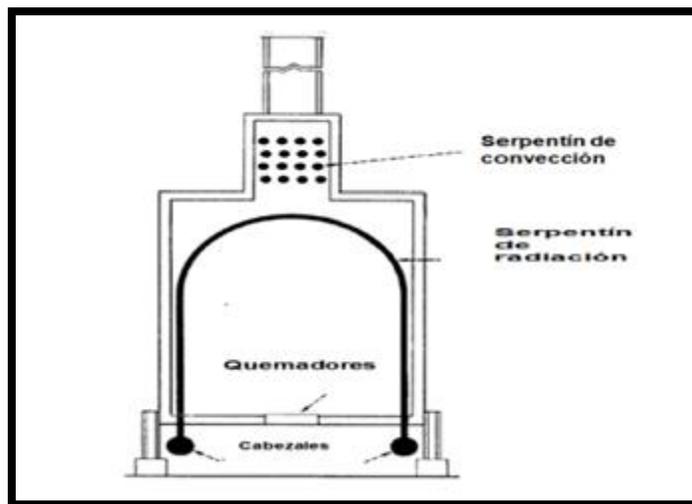


✓ Tipo arco (arbor o wicket)

Características:

- Este diseño puede ser ampliado para acomodar varios serpentines de arco dentro de una misma caja de radiación.
- Diseño adecuado para flujos muy elevados en fase gaseosa lado proceso y baja caída de presión permisible
- Servicio típico. Reformación catalítica

DIAGRAMA V-8. Calentador tipo arco (16).

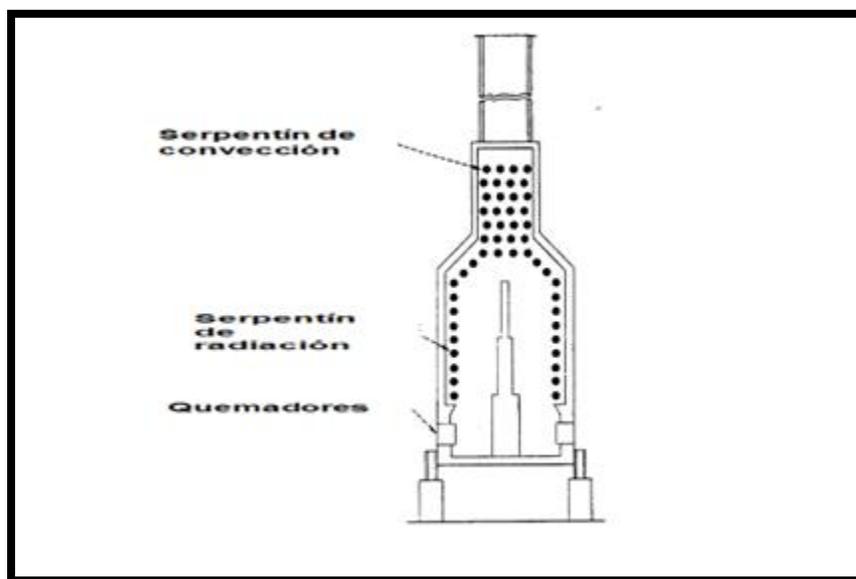


- ✓ Cabina con pared divisoria

Características:

- Una pared central divide la única celda permitiendo un mayor control del flux térmico sobre cada serpentín. Opcionalmente los quemadores pueden instalarse en el piso del hogar en ambos lados de la pared central.

DIAGRAMA V-9. Calentador tipo cabina con pared divisoria (16).



- ✚ Clasificación de acuerdo al arreglo de los tubos del serpentín de calentamiento en la sección de radiación
  - Horizontal
  - Vertical

FIGURA V-14. Calentador de tubos horizontales (16).

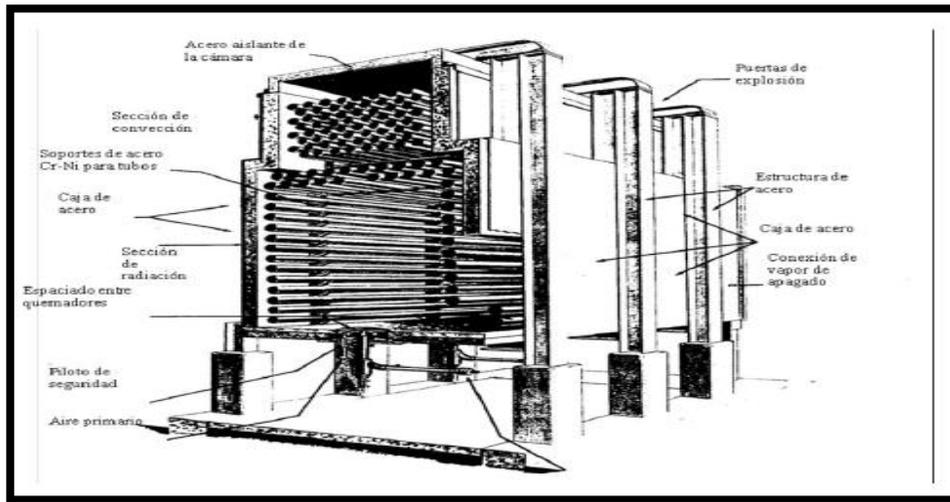
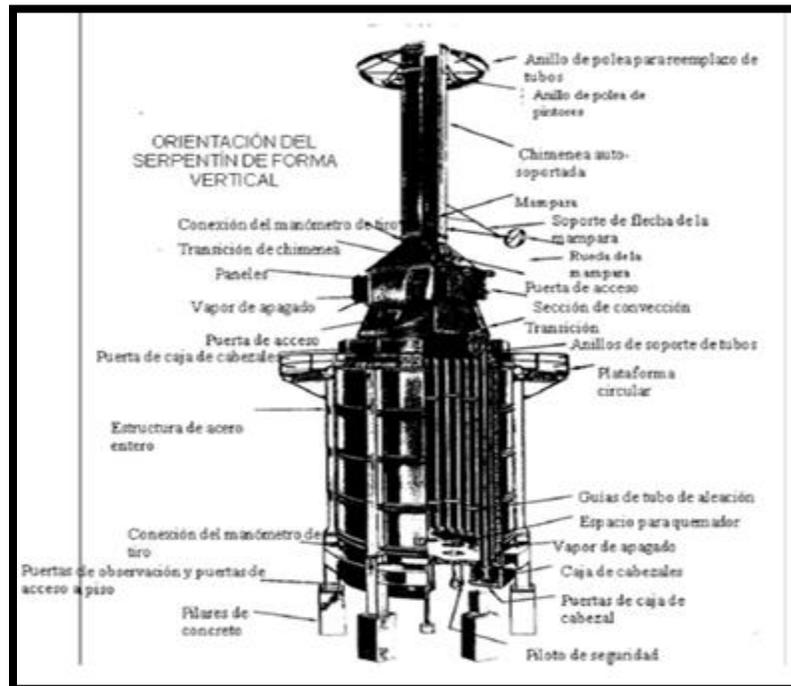


FIGURA V-15. Calentador de tubos verticales (16).

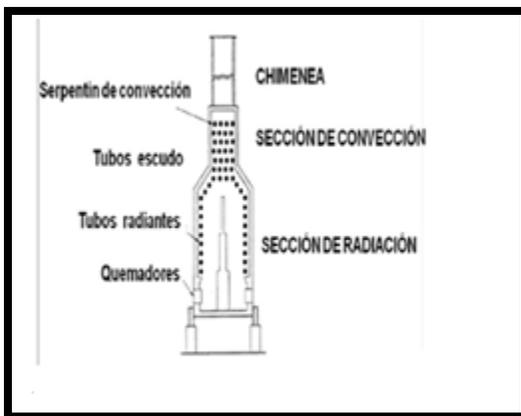


## Principales Secciones del calentador.

Las secciones y partes que integran un calentador a fuego directo son idénticas para ambos tipos vertical y horizontal.

- Quemadores
- Sección de Radiación
- Sección de convección
- Sección de Transición
- Chimenea

DIAGRAMA V-10. Principales partes de un calentador típico (16).



Descripción de las secciones que forman parte de un calentador a fuego directo típico.

**Sección de convección:** Es la sección de transferencia de calor directamente localizado debajo de la chimenea, utilizando el calor ascendente de los gases calientes de la combustión. En esta zona los tubos están en forma horizontal tanto para calentadores verticales como horizontales.

**Sección de radiación:** Es la mayor parte que utiliza el calor radiante de los quemadores. Aunque en algunos calentadores el calor de la flama de los quemadores se dirige hacia un muro cerámico el cual irradia calor a los tubos; normalmente los tubos reciben el calor directamente de los quemadores.

**Quemadores:** Es la parte del calentador el cual quema el combustible gas o liquido, en ocasiones ambos, produciendo una flama de calor intenso. Los quemadores son normalmente instalados al piso de los calentadores. Sin embargo algunos calentadores horizontales pueden tener los quemadores montados lateralmente. El número y tamaño de quemadores son determinados por el proveedor de acuerdo al uso de calentador.

**Chimenea:** Es la parte cilíndrica usada para transportar los gases de combustión a la atmosfera y al mismo tiempo produce un tiro a los quemadores. La altura de la chimenea es determinada por el tiro requerido y demandas ecológicas (el quemar gas es relativamente limpio, ya que el combustible liquido produce humos). Las chimeneas pueden ser montadas sobre la parte superior de calentador o pueden montarse al piso con ductos grandes para dirigir los gases de combustión hacia ellos. En áreas densamente pobladas, a menudo algunos calentadores tienen ductos que llegan a una chimenea común montada a piso la cual puede ser de 300 pies de altura o más. Con este diseño la chimenea es normalmente de concreto.

Con la información presentada definimos un calentador a fuego directo cilíndrico vertical con sección de convección flujo cruzado con proveedor en México CICLONIK MEXICANA, S.A. DE C.V. con un valor de 1,100,000 \$ MN las características generales se observan en la hoja de datos.

#### V.2.4.2.3. Análisis energético de reboiler (BA-1101.)

- Condiciones de entrada y salida de reboiler.

$$F_{PR} = \text{Linea S2} - \text{Linea P} - 1108$$

$$F_{PR} = 1326.98 - 16.83 = 1310.15 \frac{ft^3}{hr} = 37.09 \frac{m^3}{hr} \text{ (liquido)}$$

Condiciones de entrada, datos de: Línea S2

$F_o$ : Flujo de salida de reboiler (Dato simulador: Tabla V – 13.)

$$F_o = 143242 \frac{ft^3}{hr} = 4056.16 \frac{m^3}{hr} \text{ (vapor)}$$

Condiciones de salida, datos de: Tablas V-10, V-11 y V-13.

La cantidad de energía que va a ser suministrada es de  $9.83 * 10^6 \frac{Btu}{hr}$  y el combustible que vamos a utilizar será gas combustible (gas natural). El valor del gas natural según CRE (comisión reguladora de energía) corresponde a 7.25 pesos por Gjoule.

$$1GJ = 10^9J$$

$$1Btu = 1054.35J$$

$$\frac{\left(9830000 \frac{Btu}{hr}\right) \left(\frac{1054.35J}{hr}\right)}{10^9J} = 10.42GJ/hr$$

$$(7.25)(10.42) = 75.55 \text{ Pesos/hr}$$

Recuperación de solventes 1 hora por cada lote:

$$75.55 \text{ pesos} * 9 \text{ lotes} = 679.95 \text{ pesos día}$$

$$75.55 \text{ pesos} * 210 \text{ lotes mensuales} = 15865.50 \text{ Pesos mensuales}$$

$$15865.50 \text{ Pesos mensuales} * 11 \text{ meses de producción} = 174520.50 \text{ Pesos mensuales}$$

#### V.2.4.2.4. Consumo de combustible en reboiler (BA-1101.)

- Definiciones

PODER CALORÍFICO SUPERIOR (P.C.S.) DE UN COMBUSTIBLE. Es la cantidad de calor que se puede obtener quemando una cantidad de peso de combustible y enfriando los productos de combustión hasta la temperatura inicial del combustible. Se obtiene experimental en un calorímetro. Se expresa en:

$$\frac{cal}{Kg} \text{ o en } \frac{Btu}{lb}$$

PODER CALORÍFICO INFERIOR (P.C.I. ). Es el poder calorífico superior disminuido del calor de vaporización del agua contenida o producida por el combustible.

$$(P.C.I.) = (P.C.S.) - rA$$

*A: Agua resultante de la combustión del  $H_2$   
+ humedad del combustible por unidad de peso del combustible.*

*r: Calor latente o calor de vaporización del agua  $\left(\frac{1080Btu}{lb}\right)$  o  $600\left(\frac{cal}{Kg}\right)$*

Análisis químico de un combustible. Nos da la composición del mismo expresada en sus elementos químicos.

El gas natural tiene el siguiente análisis, expresado en volúmenes

$$CO = 0.45\%$$

$$H_2 = 1.82\%$$

$$CH_4 = 93.33\%$$

$$C_2H_4 = 0.25\%$$

$$H_2S = 0.18\%$$

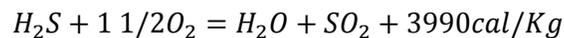
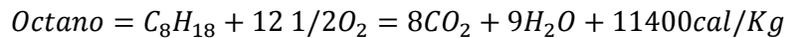
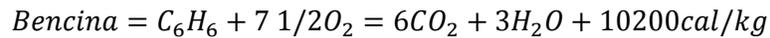
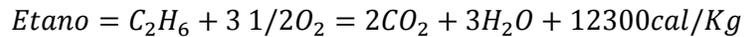
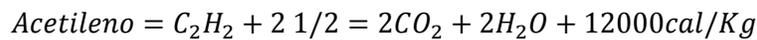
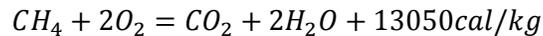
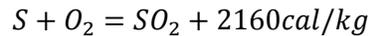
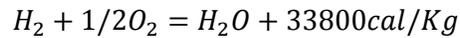
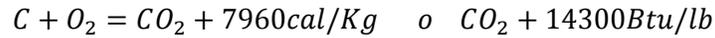
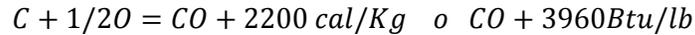
$$O_2 = 0.35\%$$

$$CO_2 = 0.22\%$$

$$N_2 = 3.40\%$$

$$100.00\%$$

Principales reacciones que tienen lugar en la combustión y calor despedido por kilogramo de combustible.



<b>TABLA V-18. Poder calorífico del gas natural (4).</b>					
	%mol	M	Kg	P.C.S	cal/kg
<b>CO</b>	0.45	28	12.6	2460	30996
<b>H2</b>	1.82	2	3.64	33800	123032
<b>CH4</b>	93.33	16	1493.28	13050	19487304
<b>C2H4</b>	0.25	28	7	11850	82950
<b>H2S</b>	0.18	34	6.12	3990	24418.8
<b>O2</b>	0.35	32	11.2		
<b>CO2</b>	0.22	44	9.68		
<b>N2</b>	3.4	28	95.2		
	100		1638.72		19748700.8
$P.C.S. = \frac{19748700.8}{1638.72} = 12051.3 \frac{\text{cal}}{\text{Kg}} * 1.8 = 21692 \text{ Btu/lb}$					

$Q$ : Calor requerido en el proceso (Dato simulador)

$\eta$ : Eficiencia de combustión.

P.C.S.: Poder calorífico superior

$$F_c = \frac{Q}{\eta * PCS} = \frac{9.8333 * 10^6 \frac{Btu}{h}}{0.7 * 21692 \frac{Btu}{lb}} = 648 \frac{lb_{combustible}}{hr} = 294 \frac{Kg_{combustible}}{hr}$$

- Calculo de aire en combustión.

El aire que se usa en las reacciones de combustión es el aire atmosférico. , debido a que ni el N2 ni los gases inertes del aire reaccionan durante la combustión, se los suele agrupar, y se considera que el aire está formado por 21% de O2 y 79% de N2. Es decir, que 1 kmol de aire contiene 0.21 kmol de O2 y 0.79 kmol de N2. En consecuencia, para obtener 1 kmol de O2 se necesitan 4.762 kmol de aire.

La masa molecular ( $Ma$ ) promedio de este aire, llamado comúnmente aire técnico simplificado (ATS) es  $Ma = 28.85$  kg/kmol. Por lo tanto, si expresamos las relaciones anteriores en kg en vez de kmol, estas cantidades serán distintas. Un kg de aire contiene

0.233 kg de O2 y 0.766 kg de N2. La cantidad de aire necesaria para obtener 1 kg de O2 es de 4.292kg de aire.

TABLA V-19. Composición de aire . (4)		
Cantidad de aire	Composición	
1Kmol	0.79Kmol N <sub>2</sub>	0.21Kmol O <sub>2</sub>
4.762Kmol	3.762Kmol N <sub>2</sub>	1Kmol O <sub>2</sub>
1Kg	0.767 Kg N <sub>2</sub>	0.233 Kg O <sub>2</sub>
4.292Kg	3.922 Kg N <sub>2</sub>	1Kg O <sub>2</sub>

TABLA V-20. Propiedades de ATS a 25°C y 1atmosfera (4)			
Masa Molecular	$M_a$	28.85	Kg/Kmol
Densidad	$\rho_a$	1.18	Kg/m <sup>3</sup>

- Combustión técnica

La combustión de hidrocarburos en aire involucra centenares de reacciones químicas elementales y decenas de especies químicas. El cálculo de tales problemas representa algo poco práctico en los procesos de la industria por lo que se plantean casos simplificados de combustión denominada técnica.

Considerando la riqueza de la mezcla se presentan tres casos:

1. Combustión con exceso de combustible (combustión rica)
2. Combustión estequiométrica
3. Combustión con exceso de aire (combustión pobre)

Los productos de la combustión de los hidrocarburos en aire se denominan genéricamente humos, y están constituidos por dióxido de carbono, agua y el nitrógeno del aire, comúnmente denominado balasto. En los casos de combustión rica o pobre aparecerán también entre los productos de combustión el combustible (rica) o el aire (pobre) que haya en exceso.

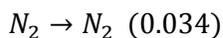
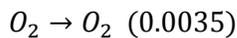
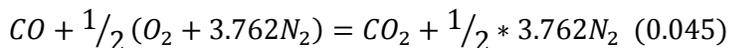
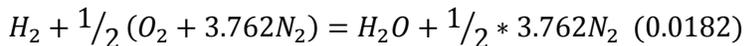
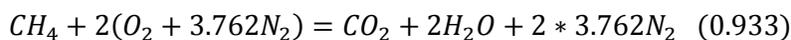
Estos casos, en los que sólo aparecen las especies mencionadas, se denominan de combustión completa.

Como se menciona más arriba, se forman en la combustión muchas otras especies, y ocasionalmente algunas de ellas aparecen entre los productos. Estos son casos de combustión incompleta. En el análisis técnico se analizan solamente dos casos que son de interés económico y ambiental de acuerdo a si:

1. Los humos contienen monóxido de carbono CO (combustión de Ostwald)
  2. Los humos contienen CO e Hidrógeno molecular H<sub>2</sub> (combustión de Kissel)
- Ambos casos pueden presentarse para distintos valores de riqueza de mezcla.

- Combustión completa estequiométrica

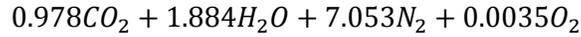
Observando la tabla de composición del gas natural se plantean las reacciones representativas de la combustión:



Productos de combustión para un mol de combustible

$$0.933(CO_2 + 2H_2O + 2 * 3.762N_2) + 0.018(H_2O + \frac{1}{2} * 3.762N_2) \\ + 0.045(CO_2 + \frac{1}{2} * 3.762N_2) + 0.0035O_2 + 0.034N_2$$

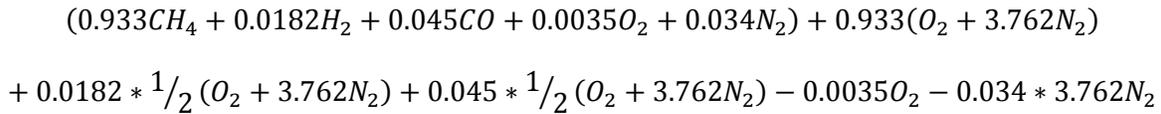
Agrupando:



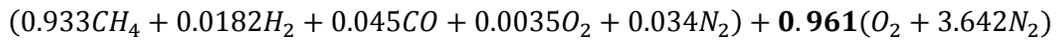
Al ser la combustión estequiométrica no debe haber aire entre los productos de combustión, por lo que restamos el término  $0.0035 O_2$  y su complemento  $3.762 \cdot 0.035 N_2$ , con lo que los productos son:



Para los reactantes, tenemos



Agrupando:



- Resultados.

<b>TABLA V – 21. a) Masa molecular combustible: <math>M_c = \sum x_i M_i</math></b>				
Componente	%mol	$x_i$	$M_i(Kg/Kmol)$	$x_i M_i$
CO	0.45	0.0045	28	0.126
H <sub>2</sub>	1.82	0.0182	2	0.036
CH <sub>4</sub>	93.33	0.9333	16	14.932
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.25	0.0025	28	0.070
H <sub>2</sub> S	0.18	0.0018	34	0.061
O <sub>2</sub>	0.35	0.0035	32	0.112
CO <sub>2</sub>	0.22	0.0022	44	0.096
N <sub>2</sub>	3.4	0.0340	28	0.952
	100	1		$\sum x_i M_i = 16.3872$

<b>TABLA V – 22. b) Masa molecular de los humos húmedos: <math>M_h = \sum x_i M_{i(humos)}</math></b>				
Componente	$n_i$	$x_i$	$M_{i(humos)}(Kg/Kmol)$	$x_i M_{i(humos)}(Kg/Kmol)$
CO <sub>2</sub>	0.978	0.099	44	4.398
H <sub>2</sub> O	1.884	0.192	18	3.466
N <sub>2</sub>	6.922	0.707	28	19.809
	9.784	1		$\sum x_i M_{i(humos)} = 27.673$

<b>TABLA V – 23. c) Masa molecular de los humos secos: <math>M_s = \sum x_i M_{i(\text{humos sin } H_2O)}</math></b>				
Componente	$n_i$	$x_i$	$M_{i\text{humos}}(\text{Kg/Kmol})$	$x_i M_{i\text{humos}}(\text{Kg/Kmol})$
<b>CO<sub>2</sub></b>	0.978	0.12379747	44	5.447
<b>N<sub>2</sub></b>	6.922	0.87620253	28	24.533
	7.900	1		$\sum x_i M_{i(\text{humos sin } H_2O)}$ = 29.980

d) La densidad de los humos húmedos a 25° C y 1 atm

$$\rho_h = \frac{M_h}{M_s} * \rho_a = \frac{27.673}{29.980} * 1.18 = 1.089 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

e) La relación molar oxígeno – combustible: 0.961Kmoles de O<sub>2</sub>/Kmol de combustible

f) La relación molar aire – combustible:

$$0.961 * 4.762 = 4.489 \text{Kmoles de aire/Kmol de combustible}$$

g) La relación másica aire – combustible:

$$4.489 * \frac{M_a}{M_c} = 4.489 * \frac{28.850}{16.387} = 7.904 \frac{\text{Kg aire}}{\text{Kg combustible}}$$

h) La relación molar humos húmedos – combustible:

$$\sum n_i(\text{productos}) = 9.784 \frac{\text{m}^3 \text{humos}}{\text{m}^3 \text{combustible}}$$

i) La relación másica humos húmedos – combustible:

$$9.784 * \frac{M_h}{M_c} = 9.784 * \frac{27.673}{16.387} = 16.522 \frac{\text{Kg humos}}{\text{kg combustible}}$$

j) La relación molar humos secos – combustible

$$\sum n_i(\text{productos sin } H_2O) = 7.900 \frac{\text{m}^3 \text{humos}}{\text{m}^3 \text{combustible}}$$

k) La relación másica humos secos – combustible:

$$7.900 * \frac{M_s}{M_c} = 7.900 * \frac{29.980}{16.387} = 14.453 \frac{\text{Kg humos}}{\text{kg combustible}}$$

Retomando el inciso g. La relación másica aire – combustible: tenemos:

$$7.904 \frac{Kg \text{ aire}}{Kg \text{ combustible}}$$

El resultado mostrado es definido como el aire químicamente necesario o teórico para que se produzca una combustión completa sin embargo se ha encontrado en la práctica que en todos los casos de combustión se hace necesario emplear más aire del químicamente calculado. Por lo tanto se define el aire prácticamente necesario; la relación entre el aire químicamente necesario y el prácticamente necesario está definido por  $\epsilon$  (*Coficiente de exceso de aire*)

$A_p$ : *aire prácticamente necesario*

$A_Q$ : *aire químicamente necesario*

$$A_p = A_Q * \epsilon$$

Los valores de  $\epsilon$  dependen de la clase de horno en el cual se produce la combustión y de la clase del combustible. Generalmente para gas natural el factor  $\epsilon$  esta entre 1.1 a 1.2

En el caso de calentador a fuego directo BA-1101 tenemos lo siguiente:

$$F_c = 294 \frac{Kg \text{ combustible}}{hr}$$

$$A_Q = 294 \frac{Kg \text{ combustible}}{hr} * 7.904 \frac{Kg \text{ aire}}{Kg \text{ combustible}} = 2322 \frac{Kg \text{ aire}}{hr}$$

$$A_Q = 5120 \frac{lb \text{ aire}}{hr}$$

$$A_p = 2333 * 1.2 = 2786 \frac{Kg \text{ aire}}{hr} = 6144 \frac{lb \text{ aire}}{hr}$$

- Flujo de humos húmedos.

Retomando inciso i La relación másica humos húmedos – combustible:

$$16.522 \frac{Kg \text{ humos}}{kg \text{ combustible}}$$

$F_h$ : *Flujo de humos*     $F_{HT}$ : *Flujo de humos totales*

$$F_h = F_{HT} = 16.522 \frac{Kg \text{ humos}}{kg \text{ combustible}} * F_c$$

$$F_h = 16.522 \frac{\text{Kg humos}}{\text{kg combustible}} * 294 \frac{\text{Kg combustible}}{\text{hr}} = 4853 \frac{\text{Kg humos}}{\text{hr}} = 10702 \frac{\text{lb humos}}{\text{hr}}$$

Composición de humos húmedos.



$$0.978 + 1.884 + 6.922 = 9.784$$

- Flujo de humos secos.

TABLA V-24. Composición de los humos húmedos	
$\text{CO}_2$	$0.978 * \frac{100}{9.784} = 9.99\%$
$\text{H}_2\text{O}$	$1.884 * \frac{100}{9.784} = 19.25\%$
$\text{N}_2$	$6.922 * \frac{100}{9.784} = 70.74\%$

Retomando inciso k La relación másica humos húmedos – combustible:

$$14.453 \frac{\text{Kg humos}}{\text{kg combustible}}$$

$F_s$ : Flujo de humos secos

$$F_s = 14.453 \frac{\text{Kg humos}}{\text{kg combustible}} * F_c$$

$$F_s = 14.453 \frac{\text{Kg humos}}{\text{kg combustible}} * 294 \frac{\text{Kg combustible}}{\text{hr}} = 4245 \frac{\text{Kg humos}}{\text{hr}} = 9362 \frac{\text{lb humos}}{\text{hr}}$$

Composición de humos secos.



$$0.978 + 6.922 = 7.9$$

TABLA V-25. Composición de los humos secos	
$\text{CO}_2$	$0.978 * \frac{100}{7.9} = 12.37\%$
$\text{N}_2$	$6.922 * \frac{100}{7.9} = 87.62\%$

(4)

### V.2.4.3. Memoria de cálculo de condensador en torre de destilación. (EA-1101)

Utilizando los datos obtenidos por medio de la simulación podemos tener el flujo de vapor que sale del plato 2 de la torre DA-1101 este dato es el que se reporta en la pseudocorriente S1 (tabla V-9.), el flujo de vapor es de 25173 lb/hr con una presión de 19.44psig y con una temperatura de 220°F. El medio enfriante que se utiliza será agua a 85°F a 50psia. (Transferencia de calor sensible).

Como criterios de diseño recomendados en bibliografía para condensadores totales se tiene un factor de obstrucción de 0.003 y una caída de presión permisible de 2.0 lb/in<sup>2</sup> para el vapor y de 10 lb/in<sup>2</sup> para el agua.

(1)  $\Delta t$

TABLA V-26. Temperaturas de fluidos.			
Fluido caliente		Fluido Frio	Diferencia
220	Alta Temperatura °F	120	100
220	Baja temperatura °F	85	135
0	Diferencia	35	35

$$\Delta t = MLDT = \frac{135 - 100}{\ln\left(\frac{135}{100}\right)} = 116.62^{\circ}F$$

Los cálculos que se muestran a continuación son válidos debido a que si bien es cierto se trata de una mezcla miscible multicomponente la temperatura de vapor a la salida de la torre es de 220°F (S1) y la mezcla condensada sale a 207.40 °F (P-1107), esto refleja que no existe un significativo rango de condensación, por lo tanto la MLDT no tiene que ser balanceada por un método de integración.

(3)  $T_c$  y  $t_c$ : La influencia de la temperatura de la pared del tubo se incluye en el coeficiente de película de condensación. La media  $t_a = \frac{120+85}{2} = 102.5^{\circ}F$  puede usarse para  $t_c$ :

Prueba:

(a) Suponer  $U_D = 100$ : Los coeficientes de la película de condensación generalmente varían de 150 a 300. Suponiendo un coeficiente de 1000 para el agua  $U_c$  variará de 130 a 230

$$A = \frac{Q}{U_D * \Delta t} = \frac{9290000}{100 * 116.62} = 797 \text{pies}^2$$

Suponiendo tubos de 8 pies y de ¾" DE:

$$\text{Numero de tubos} = \frac{A}{L * a_f(\text{tabla V-29})} = \frac{839}{8 * 0.1963} = 508$$

(b) Suponemos cuatro pasos para los tubos.

TABLA V-27. Disposición de los espejos de tubos (cuenta de tubos). Arreglo triangular (14).

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	138	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	104	1074	37	1074	1044	012	986	870
39	1377	1330	1258	248	212	39	1206	1176	128	1100	078

Con el dato de tubos calculado seleccionamos de la tabla V-27: Algo similar es tubos de 3/4" DE arreglo triangular de 15/16", 4Pasos con 550 tubos, DI de coraza de 27"

$$A_c = 550 * 8 * 0.1963 = 863.62 \text{pies}^2$$

$$U_{DC} = \frac{Q}{A_c * \Delta t} = \frac{9290000}{863.62 * 116.62} = 92.22 \text{ muy similar al propuesto}$$

TABLA V-28. Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor (14).

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876			
	16	0.065	0.370	0.1076			
	18	0.049	0.402	0.1276			
	20	0.035	0.430	0.145			
3/4	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204			
	12	0.109	0.532	0.223			
	13	0.095	0.560	0.247			
	14	0.083	0.584	0.268			
	15	0.072	0.606	0.289			
	16	0.065	0.620	0.302			
	17	0.058	0.634	0.314			
	18	0.049	0.652	0.334			
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389			
	10	0.134	0.732	0.421			
	11	0.120	0.760	0.455			
	12	0.109	0.782	0.479			
	13	0.095	0.810	0.515			
	14	0.083	0.834	0.546			
	15	0.072	0.856	0.576			
	16	0.065	0.870	0.594			
17	0.058	0.884	0.613				
18	0.049	0.902	0.639				
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714			
	10	0.134	0.982	0.757			
	11	0.120	1.01	0.800			
	12	0.109	1.03	0.836			
	13	0.095	1.06	0.884			
	14	0.083	1.08	0.923			
	15	0.072	1.11	0.960			
	16	0.065	1.12	0.985			
17	0.058	1.13	1.01				
18	0.049	1.15	1.04				
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14			
	10	0.134	1.23	1.19			
	11	0.120	1.26	1.25			
	12	0.109	1.28	1.29			
	13	0.095	1.31	1.35			
	14	0.083	1.33	1.40			
	15	0.072	1.36	1.44			
	16	0.065	1.38	1.47			
17	0.058	1.39	1.50				
18	0.049	1.40	1.54				

Fluido frio: tubos, agua

(4) Área de flujo,  $a'_t = 0.302 \text{ in}^2$  (tabla V-28.)

$$a_t = \frac{N_t * a'_t}{144 * n}$$

$$a_t = \frac{550 * 0.302}{144 * 4} = 0.288 \text{ pies}^2$$

(5)

$$G_t = \frac{w}{a_t}$$

$$w = \frac{9290000}{(1)(120 - 85)} = 265429 \text{ lb/hr}$$

$$w = \frac{Q}{Cp * \Delta t_{\text{para el agua}}}$$

$$G_t = \frac{265429}{0.288} = 920451 \frac{\text{lb}}{(\text{hr})(\text{pie}^2)}$$

Velocidad:

$$V = \frac{G_t}{3600\rho}$$

$$V = \frac{920451}{3600 * 62.5} = 4.09 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

(6) A  $t_a = 102.5^\circ\text{F}$

$$1 \text{ cp} \rightarrow 2.42 \frac{\text{lb}}{(\text{pie})(\text{hr})}$$

$$\mu = 0.72 \text{ cp} * 2.42 \frac{\text{lb}}{(\text{pie})(\text{hr})} = 1.74 \frac{\text{lb}}{(\text{pie})(\text{hr})}$$

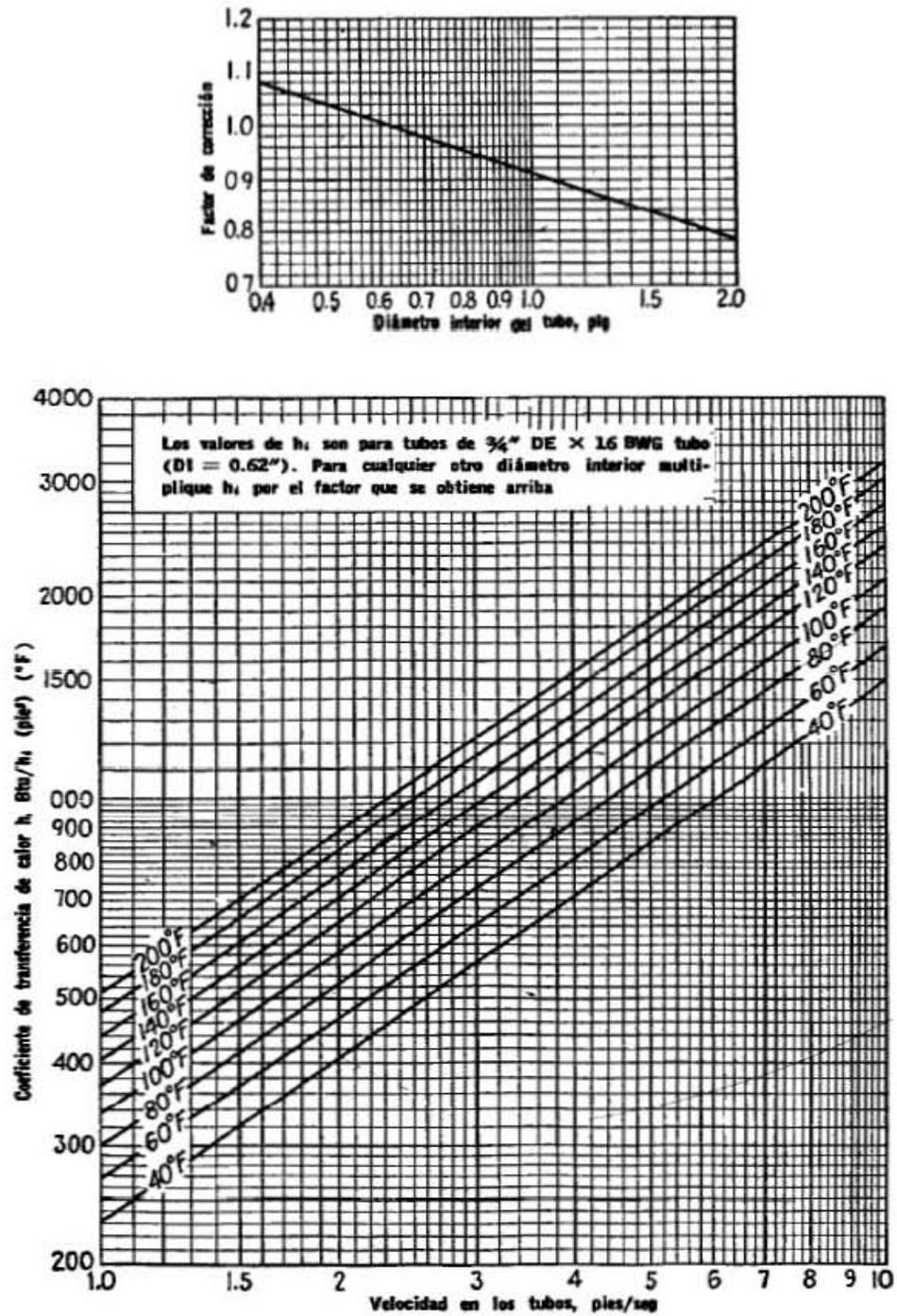
$$D = DI$$

$$R_e = \frac{DG_t}{\mu} \text{ (para caída de presión solamente)}$$

$$D = \frac{0.62}{12} = 0.0517 \text{ pies (tabla V - 28)}$$

$$R_e = \frac{0.0517 * 920451}{1.74} = 27294$$

DIAGRAMA V-11. Curva de transferencia de calor, agua en los tubos así como su factor de corrección (14).



(7) utilizando  $t_a = 102.5^\circ F$   $h_i = 1100$  (Diagrama V – 11)

(8)

$$h_{io} = h_i * \left(\frac{DI}{DO}\right) \qquad h_{io} = 1100 * \frac{0.62}{0.75} = 909 \frac{Btu}{(hr)(pie^2)(^\circ F)}$$

**Fluido caliente: coraza**

(4') Para deflectores el espacio puede ser no menor a una quinta parte del DI de coraza y el máximo espacio que corresponde al DI de coraza. 96" pulgadas de longitud, con espacio máximo de 27"; se propone un arreglo de 3 deflectores con espacio de 24" y 4 cruces para flujo de lado a lado.

$$a_s = \frac{DI * C' * B}{144 * P_T}$$

$B =$  espacio entre deflectores

$$C' = \text{claro} = P_T - DE_{tubos}$$

$$a_s = \frac{27 * 0.1875 * 24}{144 * 0.937} = 0.90 \text{pies}^2$$

(5')

$$G_s = \frac{w}{a_s} \text{ para caída de presión solamente}$$

$$G_s = \frac{25173}{0.9} = 27970 \frac{lb}{(hr)(pie^2)}$$

$$G'' = \frac{w}{L * N_t^{\frac{2}{3}}}$$

$$G'' = \frac{25173}{8 * 550^{\frac{2}{3}}} = 47 \frac{lb}{(hr)(pie)}$$

(6') Teniendo en cuenta (a) suponemos:

$$\bar{h} = h_o = 200$$

De (8)  $h_{io} = 909$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_v - t_a)$$

$$t_f = \frac{(T_v + t_w)}{2} = \frac{220 + 123.68}{2} = 171.84^\circ F$$

$$t_w = 102.5 + \frac{200}{909 + 200} (220 - 102.5) = 123.68^\circ F$$

**Datos utilizando simulador a  $t_f$**

$$K_f = 0.094 \frac{Btu}{(hr)(pie)(^\circ F)} \text{ simulador}$$

$$s_f = 0.754$$

$$\rho = 47.13 \frac{lb}{pie^3}$$

$$\mu_f = 0.275 \text{cp} = 0.665 \frac{lb}{(pie)(hr)}$$

$$g = 415868744 \frac{pie}{hr^2}$$

$$\bar{h} = h_o$$

$$\bar{h} \left( \frac{\mu_f^2}{K_f^3 * \rho_f^2 * g} \right)^{\frac{1}{3}} = 1.5 \left( \frac{4 * G' \wedge}{\mu_f} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\bar{h} = 160$$

Basado en  $h = 160$  en lugar de la supuesta 200 un nuevo valor de  $tw$  y  $t$ , puede ser obtenido para dar un valor más exacto de  $h$  basado en las propiedades de fluido a valor de  $tf$  más correcto. Esto no es necesario en este ejemplo debido a que las propiedades del condensado no cambiarán de una forma radical.

DIAGRAMA V-12. Factores de fricción para lado de tubo (14).

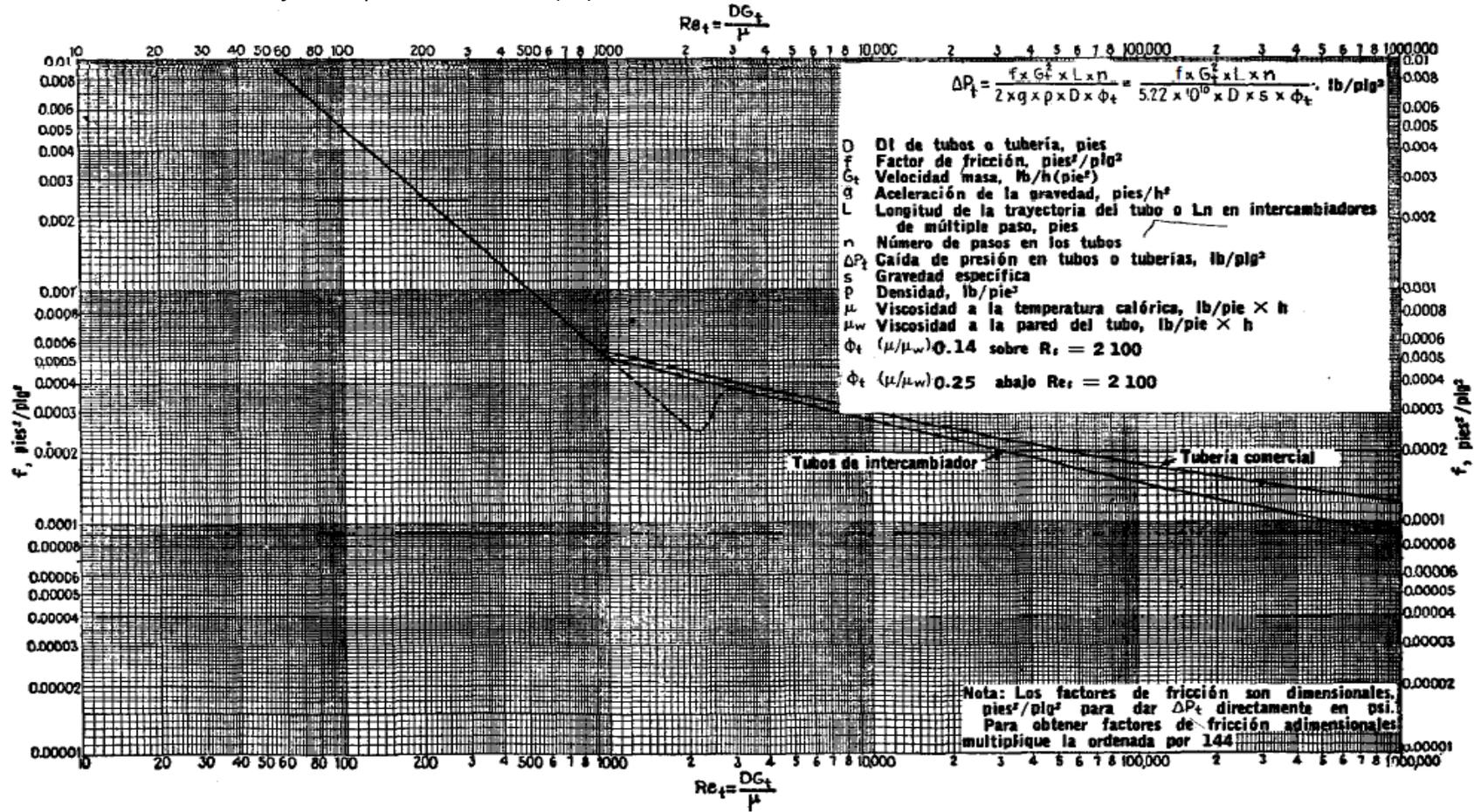


DIAGRAMA V-13. Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos, con deflectores segmentados 25% (14).

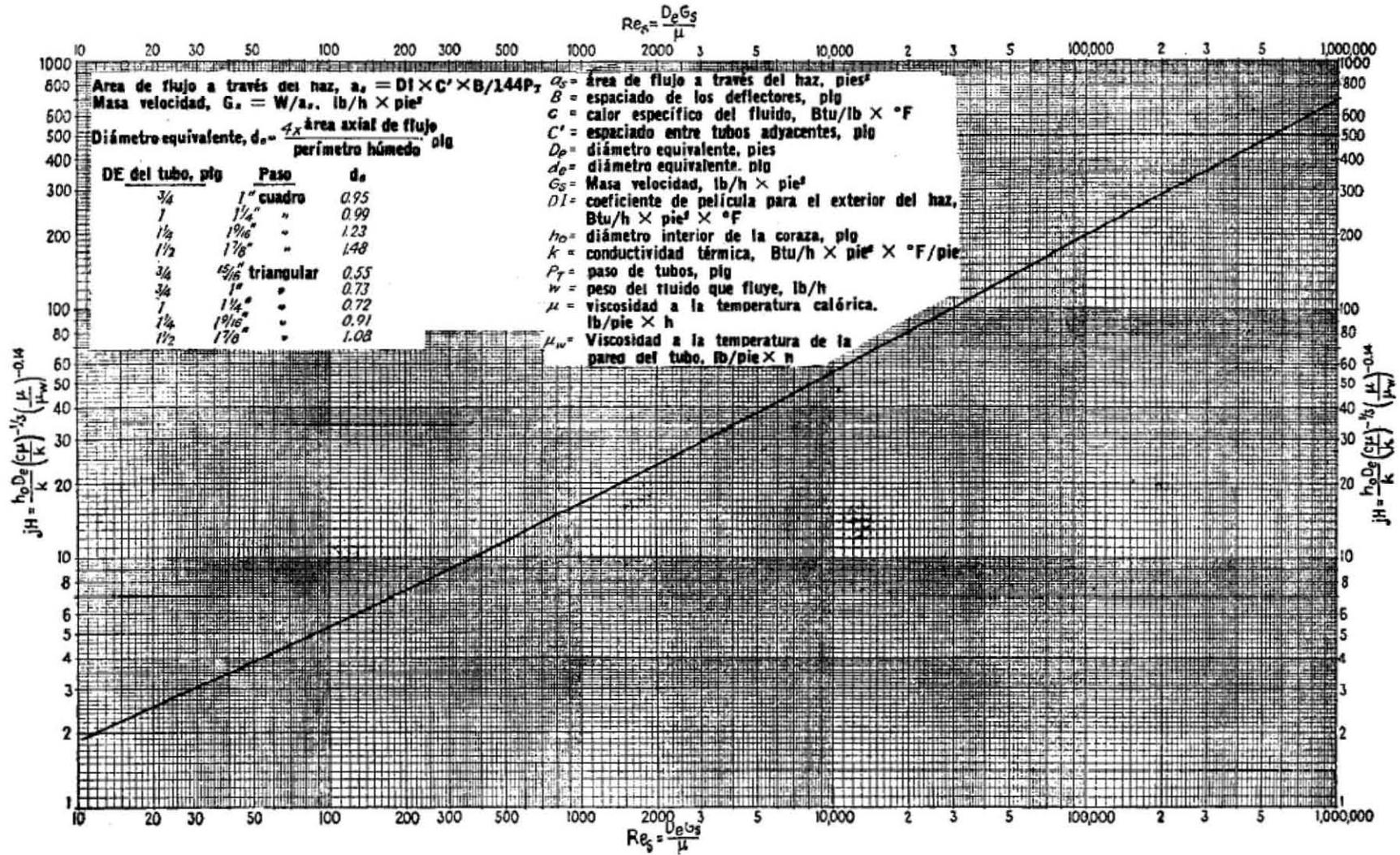
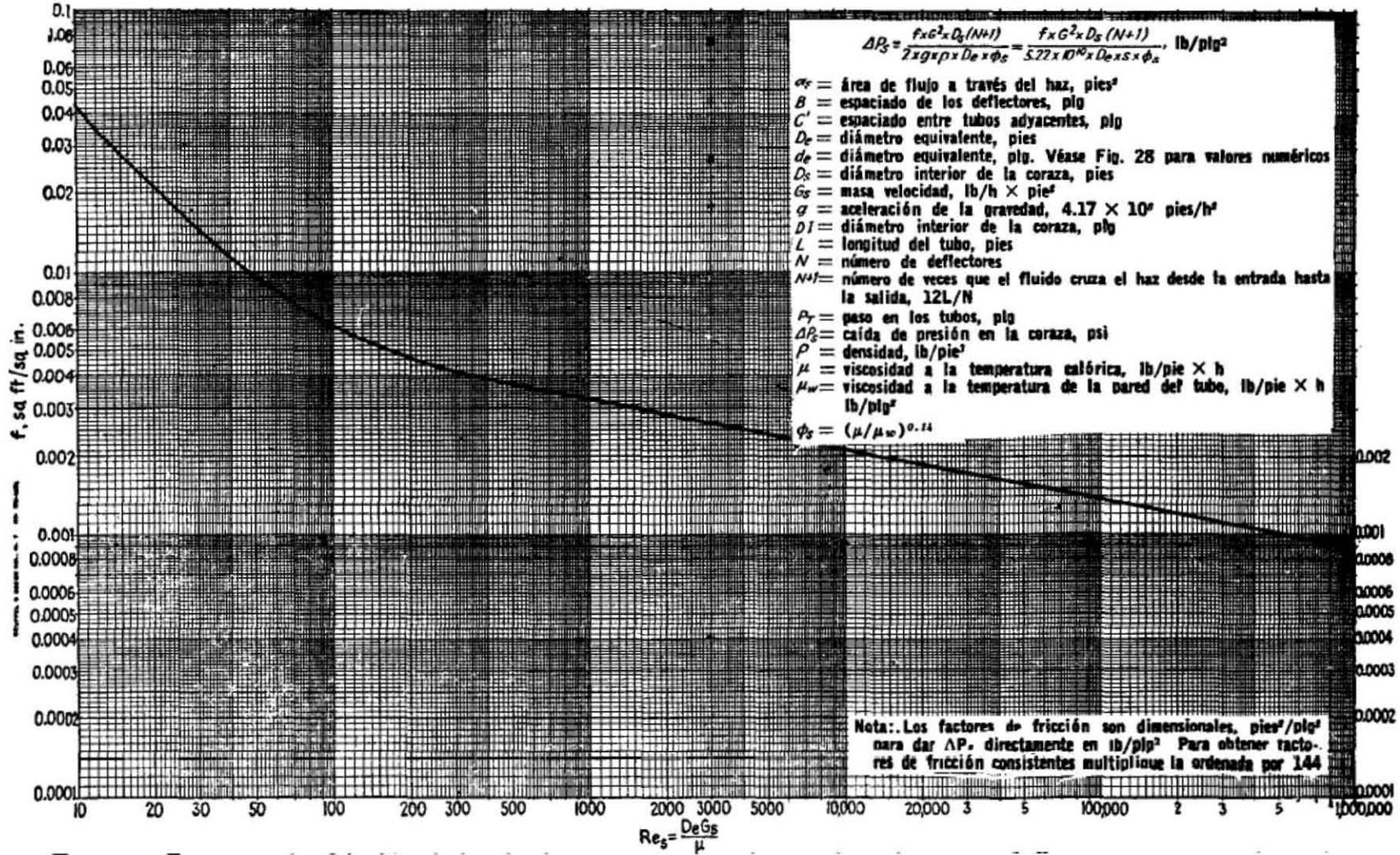


DIAGRAMA V-14. Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25% (14).



## Caída de presión.

### Tubos.

(1) Para  $R_e = 27293$

$$f = 0.0002 \frac{\text{pie}^2}{\text{in}^2} \quad (\text{Diagrama V - 12})$$

$$(2) \Delta P_t = \frac{f * G_t^2 * L * n}{5.22 * 10^{10} * D_s * \phi_t}$$

$$D_s = \frac{0.62}{12} = 0.0517 \text{pies}$$

$$\Delta P_t = \frac{0.0002 * 920451^2 * 8 * 4}{5.22 * 10^{10} * 0.0517 * 1} = 2.51 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

(3)

$$\Delta P_r = \left(\frac{4n}{s}\right) \left(\frac{V^2}{2g'}\right)$$

$$g' = 32.174 \frac{\text{pie}}{\text{seg}^2}$$

$$\Delta P_r = \left(\frac{4 * 4}{1}\right) \left(\frac{4.08^2}{2 * 32.174}\right) \left(\frac{62.5}{144}\right) = 1.80 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

(4)

$$\Delta P_T = 2.51 + 1.80 = 4.31 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

### Coraza.

(1')

$$\begin{aligned} T_V &= 220^\circ f \\ \mu_{\text{vapor}} &= 0.01 \text{cp} * 2.42 \\ &= 0.0242 \frac{\text{lb}}{(\text{pie})(\text{hr})} \quad \text{simulador S1} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_e &= \frac{D_e * G_s}{\mu} = \frac{0.0458 * 27970}{0.0242} = 52974 \\ f &= 0.0018 \frac{\text{pie}^2}{\text{in}^2} \quad (\text{figura 23}) \end{aligned}$$

$$D_e = \frac{0.55}{12} = 0.0458 \text{pies} \quad (\text{Diagrama V - 13})$$

(2') No de cruces

$$N + 1 = 4$$

$$\rho_v = 0.181 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \quad \text{simulador}$$

$$s = \frac{0.181}{62.5} = 0.0028$$

$$D_s = \frac{27}{12} = 2.25 \text{pies}$$

(3')

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} * \frac{f * G_s^2 * D_s * (N + 1)}{5.22 * 10^{10} D_e s}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{1}{2} * \frac{0.0018 * 27970^2 * 2.25 * 4}{5.22 * 10^{10} * 0.0458 * 0.0028} \\ &= 0.91 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \end{aligned}$$

$$D_e = \frac{0.55}{12} = 0.0458 \text{pies} \quad (\text{Diagrama V - 13})$$

(9) coeficiente total  $U_c$  limpio

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{909 * 160}{909 + 160} = 135.5 \frac{\text{Btu}}{(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ F)}$$

(10) Factor de obstrucción

$$U_D = 92.22$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C * U_D} = \frac{135.5 - 92.22}{135.5 * 92.22} = 0.0034(h)(pie^2)(^{\circ}F)/Btu$$

El proveedor en México del condensador con las características planteadas es FREYDING INDUSTRIAL S.A DE C.V. desde luego bajo normas de construcción A.S.M.E. teniendo un valor de 638,000.00 \$ MN

### Nomenclatura de memoria de cálculo de condensador EA-1101.

A: Superficie de transferencia de calor, pies<sup>2</sup>

$a'_t$ : Área de flujo por tubo, in<sup>2</sup>

$A_c$ : Superficie de transferencia de calor corregido, pie<sup>2</sup>

$a_f$ : Superficie exterior por pie lineal del tubo, pies

$a_s$ : Sección transversal sumergida de la coraza, pies<sup>2</sup>

$a_t$ : Área de flujo, pies<sup>2</sup>

B: Espacio de los deflectores, in

C': Espacio entre tubos, in

Cp: Capacidad calorífica, Btu/lb<sup>o</sup>F

$D_e$ : Diámetro equivalente -para transferencia de calor y caída de presión, pies

DE: Diámetro exterior del tubo, in

DI: Diámetro interno de tubos, in

DO: Diámetro exterior tubos, in

$D_s$ : Diámetro de coraza, in

f: Factor de fricción

g : Gravedad,  $\frac{pie}{hr^2}$

g' : Gravedad,  $\frac{pie}{seg^2}$

G'': Carga de condensado para tubos horizontales  $\frac{lb}{(hr)(pie)}$

Gs: Masa velocidad coraza,  $\frac{lb}{(hr)(pie^2)}$

$G_t$ : Masa velocidad en tubos,  $\frac{lb}{(hr)(pie^2)}$

$h, h_i, h_o$ : Coeficientes de transferencia en general, para el flujo interior y exterior, respectivamente,  $\frac{Btu}{(hr)(pie^2)(^{\circ}F)}$

$h_{io}$ : Valor de  $h_i$  cuando se refiere al diámetro exterior,  $\frac{Btu}{(hr)(pie^2)(^{\circ}F)}$

$K_f$ : Conductividad termina a  $t_f$ ,  $\frac{Btu}{(hr)(pie)(^{\circ}F)}$

L: Longitud del tubo, pies

MLDT. Media logarítmica de la diferencia de temperatura, <sup>o</sup>F

N: Número de deflectores

$N_t$ : Número de tubos efectivos para la condensación

$\rho$ : Densidad lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_v$ : Densidad, lb/pie<sup>3</sup>

$P_T$ : Espacio de los tubos, in

Q: Flujo de calor, Btu/hr

$R_e$ : Número de Reynolds

$R_d$ : Factor de obstrucción,  $(h)(pie^2)(^{\circ}F)/Btu$

s: Gravedad específica de vapor

$s_f$ : Gravedad específica a  $t_f$

$t_a$ : Temperatura de promedio, °F

$T_c$ : Temperatura calorífica de fluido caliente, °F

$t_c$ : Temperatura calorífica de fluido frío, °F

$T_v$ : Temperatura de vapor a condensar, °F

$t_w, t_f$ : Temperatura de la película y de la pared del tubo, respectivamente, °F

$U, U_c, U_D$ : Coeficientes totales de transferencia de calor, coeficiente limpio y de diseño respectivamente,  $\frac{Btu}{(hr)(pie^2)(°F)}$

$U_{DC}$ : Coeficiente total de transferencia de calor de diseño corregido,  $\frac{Btu}{(hr)(pie^2)(°F)}$

$\mu_f$ : Viscosidad a  $t_f$ ,  $\frac{lb}{(pie)(hr)}$

$V$ : Velocidad, pies/seg

$w$ : Flujo másico, lb/hr

$\Delta P_t$ : Caída de presión en tubos,  $\frac{lb}{in^2}$

$\Delta P_r$ : Caída de presión de retorno en tubos,  $\frac{lb}{in^2}$

$\Delta P_T$ : Caída de presión total en tubos,  $\frac{lb}{in^2}$

$\Delta P_s$ : Caída de presión en coraza,  $\frac{lb}{in^2}$

$\mu$ : Viscosidad,  $\frac{lb}{(pie)(hr)}$

$\mu_f$ : Viscosidad a  $t_f$ ,  $\frac{lb}{(pie)(hr)}$

#### V.2.4.4. Memoria de cálculo de tanques de proceso (FA-1102).

El tanque FA-1102 es el tanque de balance de la torre de destilación en domos por ello utilizando los datos del simulador presentes en la tabla V-10 tenemos el flujo de salida del condensador (EA-1101).

$$Q_L = 435.2 \frac{\text{Lb} - \text{mol}}{\text{hr}}$$

$$PM = 38.56 \quad \rho_L = 45.62 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (P - 1107)$$

$$435.2 * PM = 435.2 * 38.56 = 16781 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

De línea S1

$$\text{Densidad de vapor: } \rho_V = 0.181 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Criterio de diseño 1: 10% más de  $Q_L$ .

$$Q_L = 368 * 1.1 = 405 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} = 0.1123 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

Criterio de diseño 2: Consideramos un 10% de  $Q_L$  como valor de  $Q_V$ .

$$\text{flujo volumétrico de vapor: } Q_V = 40.56 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} = 0.0112 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

Presión de operación:

$$P_{op} = 19.44 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2_{man}}$$

$$P_{abs} = 34.14 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Valor de K (constante correspondiente a la separación de fases liquido-vapor en tanques horizontales)  
 la formula aplica:  $0 \leq P \leq 1500$   $P = P_{abs}$  (27)

$$K = 0.35 - 0.0001(P - 100) = 0.35$$

Criterio de diseño 3: para tanques horizontales.

$$0 \leq P \leq 250 \quad \frac{L}{D} = 1.5 - 3.0 \quad \text{Seleccionamos un } \frac{L}{D} = 1.5$$

Criterio de diseño 4:

$$\text{tiempo de residencia} = 6 \text{ minutos}$$

$$T_H(\text{tiempo final de flujo volumetrico}) + T_S(\text{Tiempo de inicio de flujo volumetrico}) = T_{\text{residencia}}$$

$$T_H = T_S = 3 \text{ min}$$

Volúmenes correspondientes al tiempo de residencia.

$$V_H = Q_L T_H = 6.74 \frac{ft^3}{min} * 3 \text{ min} = 20.23 ft^3$$

$$V_S = Q_L T_H = 6.74 \frac{ft^3}{min} * 3 \text{ min} = 20.23 ft^3$$

Calculo del diámetro:

$$D = \left[ \frac{4(V_H + V_S)}{\pi 0.6 \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{\frac{1}{3}} = \left[ \frac{4(17.96 ft^3 + 17.96 ft^3)}{\pi 0.6 * 1.5} \right]^{\frac{1}{3}} = 3.85 ft$$

**Elevando al 0.5 superior**

$$\mathbf{D = 4ft}$$

Calculo de velocidad total:

$$U_T = k \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.35 \left( \frac{730.76 \frac{Kg}{m^3} - 2.89 \frac{kg}{m^3}}{2.89 \frac{kg}{m^3}} \right)^{\frac{1}{2}} = 5.65 \frac{ft}{seg}$$

Calculo de área total y área de vapor y liquido:

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} = 12.566 ft^2$$

$$Y = \frac{a + cX + aX^2 + gX^3 + iX^4}{1 + bX + dX^2 + fX^3 + hX^4} \quad Y = \frac{A}{A_T} \quad X = \frac{H}{D}$$

$$a = 4.755939E - 5$$

$$d = -6.358805$$

$$g = -4.916411$$

$$b = 3.924091$$

$$e = 5.668973$$

$$h = -1.801705$$

$$c = 0.174875$$

$$f = 4.018448$$

$$i = -0.145348$$

Con los datos y las formulas anteriores obtenemos las constantes para la determinación de áreas de liquido y vapor.

$H_{LLL}$ : altura minima del liquido

$H_V$ : altura de vapor

$A_{LLL}$ : Area minima del liquido

$A_V$ : Area de vapor

$$X_L = \frac{H_{LLL}}{D} = \frac{0.5ft}{4ft} = 0.125$$

$$y_L = \frac{A_{LLL}}{A_T} = 0.0720$$

$$A_{LLL} = A_T * y_L = 12.566 * 0.0720 = 0.905ft^2$$

$$H_V = \text{con demister} = 2ft$$

$$X_v = \frac{H_V}{D} = \frac{2}{4} = 0.5$$

$$y_v = \frac{A_v}{A_T} = 0.4999$$

$$A_V = A_T * y = 12.566 * 0.4999 = 6.283ft^2$$

Longitud requerida:

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}} = \frac{20.23ft^3 + 20.23ft^3}{12.566ft^2 - 6.283ft^2 - 0.905ft^2} = 7.52ft$$

Velocidad del vapor:

$$U_V = U_T * 0.7 = 5.65 * 0.7 = 3.96 \frac{ft}{seg}$$

$$U_{VA} = \frac{Q_V}{A_V} = \frac{0.0112 \frac{ft^3}{seg}}{6.283ft^2} = 0.00174 \frac{ft}{seg}$$

$$tiempo\ de\ vapor: \phi = \frac{H_V}{U_V}$$

$$\phi = \frac{2ft}{3.96 \frac{ft^3}{seg}} = 0.50seg$$

Longitud mínima requerida de vapor

$$L_{min} = \phi * U_{VA} = 0.50seg * 0.00174 \frac{ft}{seg} = 0.0009ft$$

Calculo de niveles.

$$N_{min} = 152mm = 0.5ft$$

$$N_{max} = D - H_V = 4 - 2 = 2ft$$

$$AAN = (N_{max} - N_{min})0.8 + N_{min} = 1.7ft$$

$$NN = (N_{max} - N_{min})0.6 + N_{min} = 1.4ft$$

$$ABN = (N_{max} - N_{min})0.25 + N_{min} = 0.875ft$$

A continuación se procede al cálculo del espesor del cuerpo tapas y material del tanque de proceso.

Presión de diseño (P)

$$\text{Si } P_o > 300 \text{ lb/pulg}^2.$$

$$\text{Si } P_o \leq 300 \text{ lb/pulg}^2$$

$$P = 1.1 * P_o.$$

$$P = P_o + 30 \text{ lb/pulg}^2.$$

$$P = 19.44 + 30 = \text{psig}$$

Esfuerzo permisible en condiciones de diseño  $\left(\frac{\text{lb}}{\text{in}^2}\right)$  Tabla V – 29. A. S. T. M.

$$S_D = 1410 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} = 20054 \text{ psig material A} - 285C$$

C: Corrosión permisible en condiciones de diseño (placa de 1/8")

E: Eficiencia de soldadura (0.85)

$t_D$ : Espesor de placas por condición de diseño (in)

R: Radio (in)

$$t_D = \frac{PR}{S_D E - 0.6P} + C = \frac{49.44 * 24}{20054 * 0.85 - 0.6 * 49.44} + 0.125 = 0.19 \text{ in}$$

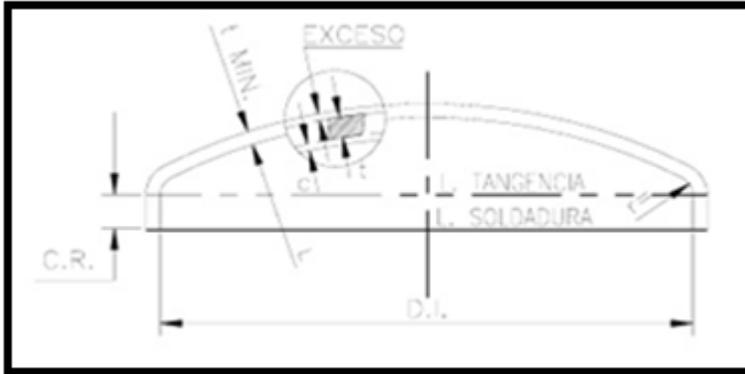
Placa para cuerpo de tanque de 1/4"

<b>TABLA V-29. MATERIALES MÁS COMUNES Y ESFUERZOS PERMISIBLES (A.S.T.M.)</b>					
$\frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$ T máx. 344°C					
ESPECIFICACIÓN	GRADO	ESFUERZO EN PUNTO DE CEDENCIA	ESFUERZO A LA TENSION	ESFUERZO DE DISEÑO	ESFUERZO DE PRUEBA
A-283	C	2110	3870	1410	1580
A-285	C	2110	3870	<b>1410</b>	1580
A-131	A,B,CS	2390	4080	1600	1750
A-36		2530	4080	1630	1750
A-131	EH36	2580	4990	1200	2140
A-442	55	2110	3870	1410	1580
A-442	60	2250	4220	1500	1690
A-573	58	2250	4080	1500	1690
A-573	65	2460	4570	1640	1850
A-573	70	2950	4920	1970	2110
A-516	55	2110	3870	1410	1580
A-516	60	2250	4220	1500	1690
A-516	65	2460	4570	1640	1850
A-516	70	2670	4920	1780	2000
A-662	B	2810	4570	1830	1960
A-662	C	3020	4920	1970	2110
A-537	1	3510	4920	1970	2110
A-537	2	4220	5620	2250	2410
A-633	C,D	3510	4920	1970	2110
A-678	A	3510	4920	1970	2110
A-678	B	4220	5620	2250	2410
A-737	B	3510	4920	1970	2110

La selección de tapas corresponde a toriesfericas.

Calculo de tapas:

FIGURA V-16. Tapas toriesfericas.(10)



radio de abombado(in):  $L = in$

radio interior de transición (in):  $r = 4 - \frac{1}{2} = 3.50$

$t_t$ : espesor de placas para tapas por condiciones de diseño

$$\frac{L}{r} = \frac{48}{3.5} = 13.71$$

Factor M (ver tabla V – 30  $L/r$ )

TABLA V-30. Valores de factor “M”(10)

<b>L/r</b>	<b>1.00</b>	<b>1.25</b>	<b>1.50</b>	<b>1.75</b>	<b>2.00</b>	<b>2.25</b>	<b>2.50</b>	<b>2.75</b>
<b>M</b>	<b>1.00</b>	<b>1.03</b>	<b>1.06</b>	<b>1.08</b>	<b>1.10</b>	<b>1.13</b>	<b>1.15</b>	<b>1.17</b>
<b>L/r</b>	<b>3.00</b>	<b>3.25</b>	<b>3.50</b>	<b>4.00</b>	<b>4.50</b>	<b>5.00</b>	<b>5.50</b>	<b>6.00</b>
<b>M</b>	<b>1.18</b>	<b>1.20</b>	<b>1.22</b>	<b>1.25</b>	<b>1.28</b>	<b>1.31</b>	<b>1.34</b>	<b>1.36</b>
<b>L/r</b>	<b>6.50</b>	<b>7.00</b>	<b>7.50</b>	<b>8.00</b>	<b>8.50</b>	<b>9.00</b>	<b>9.50</b>	<b>10.0</b>
<b>M</b>	<b>1.39</b>	<b>1.41</b>	<b>1.44</b>	<b>1.46</b>	<b>1.48</b>	<b>1.50</b>	<b>1.52</b>	<b>1.54</b>
<b>L/r</b>	<b>10.5</b>	<b>11.0</b>	<b>11.5</b>	<b>12.0</b>	<b>13.0</b>	<b>14.0</b>	<b>15.00</b>	<b>16.0</b>
<b>M</b>	<b>1.56</b>	<b>1.58</b>	<b>1.60</b>	<b>1.62</b>	<b>1.65</b>	<b>1.69</b>	<b>1.72</b>	<b>1.75</b>
<b>L/r</b>	<b>16.666</b>							
<b>M</b>	<b>1.77</b>							

$$M = 1.69$$

$$t_t = \frac{PLM}{2S_D E - 0.2P} + C = \frac{49.44 * 48 * 1.69}{(2 * 20054 * 0.85) - (0.2 * 49.44)} + 0.125 = 0.24in$$

Espesor de placas para tapas 1/4"

$$V_o: \text{Volumen de operación} = Q_L * T_{residencia} = 6.74 \frac{ft^3}{min} * 6min = 40.46ft^3$$

$$A_c: \text{Area del recipiente} = \frac{\pi(D)^2}{4} = \frac{\pi(4ft)^2}{4} = 12.56ft^2$$

$$V_d: \text{Volumen de diseño} = A_c * L = 12.56 * 7.52 = 94.56ft^3$$

El proveedor en México de este tanque de proceso es: INDUSTRIAL ACURA S.A DE C.V. que tiene un valor de 71,000.00 \$ MN

#### V.2.4.5. Memoria de cálculo de tanques de balance de entrada a torre de destilación (FA-1101).

Este tanque es utilizado para almacenar la mezcla de reacción procedente del reactor DC-1101 y de esta forma quede disponible el reactor para un nuevo lote y además la mezcla de reacción ingrese a la torre de destilación.

Volumen del lote en DC-1101(oxido de estireno)  $5.04m^3$

$$V_d = 5.04m^3 = 178ft^3$$

Calculo del diámetro:

Para tanques horizontales:  $0 \leq P \leq 250$  (27)  $\frac{L}{D} = 1.5 - 3.0$  Seleccionamos un  $\frac{L}{D} = 1.5$

$$D = \left[ \frac{4 * (V_d)}{\pi * 0.6 * \frac{L}{D}} \right]^{\frac{1}{3}} = \left[ \frac{4(178)}{\pi * 0.6 * 1.5} \right]^{\frac{1}{3}} = 6.32ft$$

Elevando al 0.5 superior

$$D = 6.5ft$$

Retomando del dato  $L/D=1.5$ :

$$L = 1.5 * 6.5 = 9.75ft$$

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} = 33.18ft^2$$

$$V_d = 33.18 * 9.75 = 323.53ft^3$$

A continuación se procede al cálculo del espesor del cuerpo tapas y material del tanque de proceso.

*Selección de material: A – 285C*

*Presión de operación:  $P_0 = 9.48$  psig*

Presión de diseño (P)

Si  $P_0 > 300$  lb/pulg<sup>2</sup>.

$$P = 1.1 * P_0.$$

Si  $P_0 \leq 300$  lb/pulg<sup>2</sup>

$$P = P_0 + 30 \text{ lb/pulg}^2.$$

$$P = 9.48 + 30 = 39.48psig$$

Temperatura de operación:  $T = 131^{\circ}F$

Temperatura de diseño:  $T_D = 651^{\circ}F$

Esfuerzo permisible en condiciones de diseño  $\left(\frac{lb}{in^2}\right)$  Tabla 29. A. S. T. M.

$S_D = 20054 \text{ psi}$

$C$ : Corrosión permisible en condiciones de diseño (placa de 1/8")

$E$ : Eficiencia de soldadura (0.85)

$t_D$ : Espesor de placas por condición de diseño (in)

$R$ : Radio (in)

$$t_D = \frac{PR}{S_D E - 0.6P} + C = \frac{39.48 * 39}{20054 * 0.85 - 0.6 * 39.48} + 0.125 = 0.21 \text{ in}$$

Placa para cuerpo de tanque de 1/4"

**Calculo de tapas toriesfericas.**

radio de abombado(in):  $L = 78 \text{ in}$

radio interior de transición (in):  $r = 4 - \frac{1}{2} = 3.50$

$t_t$ : espesor de placas para tapas por condiciones de diseño

$$\frac{L}{r} = \frac{78}{3.5} = 22.28$$

Factor  $M$  (ver tabla V - 30)

$$M = 1.77$$

$$t_t = \frac{PLM}{2S_D E - 0.2P} + C = \frac{39.48 * 78 * 1.77}{(2 * 20054 * 0.85) - (0.2 * 39.48)} + 0.125 = 0.28 \text{ in}$$

Espesor de placas para tapas 3/8"

Niveles del tanque (19)

Para obtener el nivel máximo del tanque tomaremos como dato el de volumen de lote que es de  $178 \text{ ft}^3$

$R = \text{radio}$

$L = \text{longitud}$

$D = \text{diámetro}$

$H = \text{altura}$

$$\cos(\alpha) = 1 - \frac{H}{R}$$

$$V = LR^2 \left( \frac{\alpha}{57.30} - \text{sen}(\alpha)\text{cos}(\alpha) \right)$$

En este paso consideramos una altura de 3.6ft.

$$\text{cos}(\alpha) = 1 - \frac{5}{3.25} = -0.10$$

$$\text{cos}^{-1}(-0.10) = 96.18^\circ = \alpha$$

$$\text{sen}(96.18) = 0.99$$

$$V = 9.75 * 3.25^2 \left( \frac{96.18}{57.30} - (0.99 * -0.10) \right) = 183.89 \text{ft}^3 \text{ similar a } V_a$$

$$N_{min} = 152 \text{mm} = 0.5 \text{ft}$$

$$N_{max} = 3.6 \text{ft}$$

$$AAN = (N_{max} - N_{min})0.8 + N_{min} = 2.98 \text{ft}$$

$$NN = (N_{max} - N_{min})0.6 + N_{min} = 2.36 \text{ft}$$

$$ABN = (N_{max} - N_{min})0.25 + N_{min} = 1.27 \text{ft}$$

Este tanque tiene las mismas características que el tanque FA-1105 con proveedor en México INDUSTRIAL ACURA S.A DE C.V. que tiene un valor de 84,000.00 \$ MN

#### V.2.4.6. Memoria de cálculo tanques de almacenamiento de materia prima (FB-1101).

La selección de tanque de almacenamiento atmosférico: La presión de almacenamiento es mayor que la presión de vapor correspondiente a la temperatura de almacenamiento del producto; o que la temperatura sea menor a la temperatura de saturación correspondiente a la presión de almacenamiento de producto.

Presiones de vapor

Utilizando la ecuación de Antoine (KPa, K):

$$\ln P = A - \frac{B}{(T + C)}$$

<b>TABLA V-31. Constantes de Antoine (20)</b>				
	Acetona	Acetonitrilo	Ciclohexano	Estireno
A	14.7171	14.8766	13.78865	14.3284
B	2975.95	3366.49	2794.53	3516.46
C	-34.5228	-26.6513	-49.1081	-56.1529

$$1 \text{ atm} \rightarrow 101.325 \text{ KPa}$$

*Se considera una temperatura de almacenamiento de 30°C*

<b>TABLA V-32. Presiones de Vapor (20)</b>					
		Acetona	Acetonitrilo	Ciclohexano	Estireno
TK	T°C	P(KPa)	P(KPa)	P(KPa)	P(KPa)
273.15	0	9.44961018	3.3850468	3.72625165	0.15309428
278.15	5	12.2059119	4.44102269	4.89245699	0.22053104
283.15	10	15.6047122	5.76506329	6.349348	0.31260617
288.15	15	19.7576326	7.40954675	8.1507127	0.43650972
293.15	20	24.7885783	9.43386367	10.3566061	0.60099689
298.15	25	30.8341062	11.9048489	13.0335417	0.81660435
303.15	<b>30</b>	<b>38.0437052</b>	<b>14.8971817</b>	<b>16.2546334</b>	<b>1.09587451</b>
308.15	35	46.579987	18.493750	20.0996844	1.4535852
313.15	40	56.6187899	22.7859766	24.655225	1.90698196
318.15	45	68.3491825	27.8740939	30.0144981	2.47600998
323.15	50	81.9733917	33.8673834	36.277394	3.18354316

Como se observa estos solventes que representan a los más volátiles de nuestras materia primas pueden ser almacenados en tanques atmosférico (presiones de vapor menores 101.32KPa).

$$P_o = \text{Presión de operación} \quad P = \text{Presión de diseño}$$

$$\text{si } P_o \leq 300 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \quad P = P_o + 30 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 14.7 + 30 = 44.7 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

El procedimiento que se muestra a continuación está referido al tanque de almacenamiento de estireno necesario para un mes.

$$V_a = 35.83\text{m}^3 \quad V_a = \left( \frac{35.83}{(0.305)^3} \right) = 1263\text{ft}^3$$

*Criterio de diseño 1:*

33% mas que  $V_a$  considerando un aumento de almacenamiento del 15% y un sobrediseño del 18%)

$$V_d = V_a * 1.33 = 1679.80\text{ft}^3$$

*Criterio de diseño 2: Relación diámetro altura.*

$$\frac{D}{H} = 1.06$$

$$V_a = \text{Volumen almacenado (ft}^3\text{)}$$

$$D = \text{Diametro interno del tanque (ft)}$$

$$V_d = \text{Volumen de diseño (ft}^3\text{)}$$

$$H = \text{Altura del tanque (ft)}$$

$$H = \left( \frac{4 * V_d}{\pi * \frac{D}{H}} \right)^{\frac{1}{3}} = \left( \frac{4 * 1679.80}{\pi * 1.06} \right)^{\frac{1}{3}} = 12.40\text{ft} = 3.78\text{m}$$

$$D = 1.06 * 12.40 = 13.13\text{ft} = 4\text{m}$$

$$P = \pi * D = \pi * 13.13 = 41.3\text{ft} = 12.6\text{m}$$

*A = Area de la base*

*P = Perimetro*

$$A = \frac{P * D}{4} = \frac{41.3 * 13.13}{4} = 135.57\text{ft}^2 = 12.62\text{m}^2$$

*Placas comerciales para altura: 4,6,8,10 ft*

*Criterio de diseño 3: Selección de placas*

**2 placas de 6ft  $H_{real} = 12\text{ft} = 3.66\text{m}$**

$$\text{Nivel}_{max} = \frac{V_a}{A} = \frac{1263}{135.57} = 9.31ft = 2.84m$$

**$V_{rd}$ : Volumen real de diseño**

$$V_{rd} = H_{real} * A = 12 * 135.57 = 1626.80ft^3 = 46.06m^3$$

Calculo espesores del cuerpo

$$t_d = \frac{2.6(H - 1)(D * G)}{S_d * E} + C$$

$t_d$  = Espesor de placas por condición de diseño (in)

$D$  = Diámetro interno del tanque (pies)

$H$  = Nivel de diseño del liquido (pies)

$G$  = Densidad relativa del liquido a almacenar (0.9 para estireno)

$S_d$  = Esfuerzo permisible en condiciones de diseño  $\left(\frac{lb}{in^2}\right)$  Tabla V – 29. A. S. T. M.

$C$  = Corrosión permisible en condiciones de diseño (placa de 1/8")

$E$  = Eficiencia de soldadura (0.85)

criterio de diseño 4: material A – 285C

$t_d$  = para placa de 6ft

$$t_d = \frac{(2.6)(12 - 1)(13.13 * 0.9)}{20054 * 0.85} + 0.125 = 0.14in$$

material A – 285C :  $t_d$  para placa de 6ft

$$t_d = \frac{(2.6)(6 - 1)(13.10 * 0.9)}{20054 * 0.85} + 0.125 = 0.13in$$

API-650 (21): Diámetros menores de 15240mm espesor mínimo 3/16"

En el cálculo teórico ya se tiene considerada la corrosión permisible sin embargo la placa de 3/16" es muy cercano al valor teórico por lo tanto definimos el espesor del cuerpo en placas de ¼"

Diseño del fondo

API-650.

El diseño del fondo de los tanques de almacenamiento depende de las siguientes consideraciones: Los cimientos usados para soportar el tanque, el método que se utilizará para desalojar el producto almacenado, el grado de sedimentación de sólidos en suspensión, la corrosión del fondo y el tamaño del tanque. Lo que nos conduce al uso de un fondo plano, donde la resistencia permisible del suelo deberá ser por lo menos de  $1465 \frac{Kg}{cm^2} \left(3000 \frac{Lb}{ft^2}\right)$ .

Los fondos de tanques de almacenamiento cilíndricos verticales son generalmente fabricados de placas de acero con un espesor menor al usado en el cuerpo. Esto es posible para el fondo, porque se encuentra soportado por una base de concreto, arena o asfalto, los cuales soportarán el peso de la columna del producto; además, la función del fondo es lograr la hermeticidad para que el producto no se filtre por la base.

Teóricamente, una placa delgada de metal calibre 16. (1.52) o menor es capaz de soportar la flexión y la carga de compresión que se genera en la periferia del fondo por el peso del cuerpo que descansa sobre esta sección, pero para prevenir deformaciones al soldar, se usarán placas que tengan un espesor mínimo nominal de  $6.3mm \left(\frac{1}{4} in\right)$ .

Además de lo anteriormente mencionado por API-650 agregamos por corrosión  $\left(\frac{1}{8} in\right)$ .

$$t_f = \text{espesor placa de fondo} = \left(\frac{3}{8} in\right)$$

#### Diseño del techo

Los tanques utilizados para las materias primas serán techos fijos autosoportados ya que son menores a 40 pies de diámetro, es decido siguiendo referencias de diseño presentes en API-650. Independientemente de la forma o el método de soporte, los techos son diseñados para soportar una carga viva de por lo menos,  $1.76 \frac{Kg}{cm^2} \left(25 \frac{Lb}{ft^2}\right)$  más la carga muerta ocasionada por el mismo.

Se utilizaran techos cónicos autosoportados.

El espesor estará determinado por la siguiente expresión, pero no deberá ser menor de 4.76 mm.  $\left(\frac{3}{16} in\right)$ , y no mayor de 12.7 mm.  $\left(\frac{1}{2} in\right)$ .

$$t_t = \frac{D}{4800 \text{sen}\theta}$$

Los techos cónicos autosoportados tendrán como máximo una pendiente de  $(37^\circ)$ , y como mínimo  $(9.5^\circ)$ , con respecto a la horizontal.

Teniendo en cuenta la pendiente mínima de  $9.5^\circ$  esto correspondería al espesor máximo de la placa dentro del intervalo de diseño y tendríamos:

$$t_t = \frac{400cm}{4800 * \text{sen}(9.5)} = 0.50cm = 0.19"$$

Con este dato podemos definir una placa de  $\frac{1}{4}$ " que garantizaría los requerimientos del diseño dentro del intervalo de pendiente.

El proveedor en México corresponde a INDUSTRIAL ACURA S.A DE C.V. con un valor de 190,000.00 \$ MN

- Características de los distintos aceros estándar presentes en tabla V-30 utilizada en los cálculos. A.S.T.M. (AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS).

**A-36.- ACERO ESTRUCTURAL.**

Sólo para espesores iguales o menores de 38 mm. (1 1/2 pulg.). Este material es aceptable y usado en los perfiles, ya sean comerciales o ensamblados de los elementos estructurales del tanque.

**A-131.- ACERO ESTRUCTURAL.**

GRADO A para espesor menor o igual a 12.7 mm (1/2 pulg.)

GRADO B para espesor menor o igual a 25.4 mm. (1 pulg.)

GRADO C para espesores iguales o menores a 38 mm. (1-1/2 pulg.)

GRADO EH36 para espesores iguales o menores a 44.5 mm. (1-3/4 pulg.)

**A-283.- PLACAS DE ACERO AL CARBÓN CON MEDIO Y BAJO ESFUERZO A LA TENSIÓN.**

GRADO C Para espesores iguales o menores a 25 mm. (1 pulg.).

Este material es el más socorrido, porque se puede emplear tanto para perfiles estructurales como para la pared, techo, fondo y accesorios del tanque.

**A-285.- PLACA DE ACERO AL CARBÓN CON MEDIO Y BAJO ESFUERZO A LA TENSIÓN.**

**GRADO C Para espesores iguales o menores de 25.4 mm. (1 pulg.). Es el material recomendable para la construcción del tanque (cuerpo, fondo, techo y accesorios principales), el cual no es recomendable para elementos estructurales debido a que tiene un costo relativamente alto comparado con los anteriores.**

**A-516.- PLACA DE ACERO AL CARBÓN PARA TEMPERATURAS DE SERVICIO MODERADO.**

GRADOS 55, 60, 65 y 70. Para espesores iguales o menores a 38mm.

(1-1/2 pulg.). Este material es de alta calidad y, consecuentemente, de un costo elevado, por lo que se recomienda su uso en casos en que se requiera de un esfuerzo a la tensión alta, que justifique el costo.

**A- 53.- GRADOS A Y B. Para tubería en general.**

**A-106.-GRADOS A Y B. Tubos de acero al carbón sin costura para servicios de alta temperatura.**

En el mercado nacional, es fácil la adquisición de cualquiera de estos dos materiales, por lo que puede usarse indistintamente, ya que ambos cumplen satisfactoriamente con los requerimientos exigidos por el estándar y la diferencia no es significativa en sus propiedades y costos.

**A-105.- FORJA DE ACERO AL CARBÓN PARA ACCESORIOS DE ACOPLAMIENTO DE TUBERÍAS.**

**A-181.- FORJA DE ACERO AL CARBÓN PARA USOS EN**

GENERAL.

A-193.- GRADO B7. Material para tornillos sometidos a alta temperatura y de alta resistencia, menores a 64mm. (2-1/2 (pulg.), de diámetro.

A-194.- GRADO 2H. Material para tuercas a alta temperatura y de alta resistencia.

A-307.- GRADO B. Material de tornillos y tuercas para usos generales.

#### **V.2.4.6.1. Tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> al 50% (FB-1102).**

Este tanque de almacenamiento de materia prima presenta características especiales que se deben hacer notar. Es importante notar que todos los contenedores para almacenamiento del peróxido de hidrógeno (por ejemplo cilindros, tanques, camiones cisterna o vagones de ferrocarril) deban ser recipientes atmosféricos. Cada uno debe estar equipado con una ventilación continua diseñada apropiadamente para desprender pequeñas cantidades de oxígeno que son normalmente liberadas por el peróxido de hidrógeno y permitir que el aire de desplazamiento entre libremente sin materia arrastrada.

##### **Materiales típicos incompatibles**

- Latón
- Cobre
- Níquel
- Hierro y acero dulce
- Bronce
- Gomas sintéticas
- Polipropileno
- Zinc

##### **Materiales recomendados**

- Aluminio
- Aleaciones de pureza mínima de 99,5% con las designaciones siguientes de la Asociación del Aluminio (Aluminum Association en los Estados Unidos): 1060, 1260, 5254, 5652 o 6063
- Acero inoxidable de tipos 304, 304L, 316, 316L

Seleccionamos material acero inoxidable para almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> que tiene las siguientes características

Acero inoxidable 304 bajo norma de AISI (American Iron and Steel Institute)

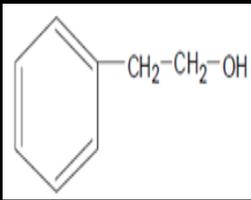
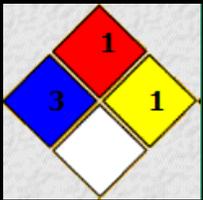
$$S_d = \text{Esfuerzo permisible en condiciones de diseño } 18800 \left( \frac{lb}{in^2} \right) \text{ a } T \text{ max } 900^\circ F$$

Con el dato anterior el procedimiento de cálculo para el tanque atmosférico para el almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> es análogo al mostrado anteriormente. (25)

El proveedor en México corresponde a INDUSTRIAL ACURA S.A DE C.V. con un valor de 425,000.00 \$ MN

### V.3.0. PRODUCTO FINAL 2-FENILETANOL.

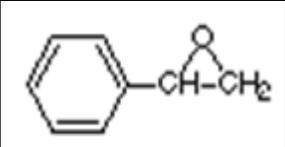
#### V.3.1. Especificaciones de producto terminado.

<b>2 –FENILETANOL</b> Alcohol 2-feniletílico, Alcohol metilbencílico $C_8H_{10}O/C_6H_5CH_2CH_2OH$ Masa molecular: 122.2 Pureza mínima del 99% (13)				
				
TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS	
<b>INCENDIO</b>	Combustible.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Agua, Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono.	
<b>EXPLOSION</b>				
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA FORMACION DE NIEBLAS DEL PRODUCTO! ¡HIGIENE ESTRICTA!		
<b>INHALACIÓN</b>	Sensación de quemazón, tos	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Traslade a un lugar con ventilación adecuada. Solicite atención médica.	
<b>PIEL</b>		Guantes de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.	
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.	
<b>INGESTIÓN</b>	Náuseas, vómitos (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito, dar a beber agua abundante y guardar reposo.	

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Ventilación. Absorber el líquido derramado en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. Eliminar el residuo con agua abundante. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).	Separado de alimentos y piensos, separado de oxidantes fuerte y ácidos fuertes. Almacenar herméticamente cerrado. Mantener en lugar fresco y bien ventilado.	NU (transporte): Ver pictograma de inicio. Clasificación de Peligros NU: 6.1 Grupo de Envasado NU: III

2-FENILETANOL		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>A</b>	Líquido incoloro de olor característico.	La sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio.
<b>T</b>	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>O</b>	Reacciona con oxidantes fuertes y ácidos fuertes.	La sustancia puede tener efectos sobre el sistema nervioso central, dando lugar a efectos neurotóxicos. La experimentación animal muestra que esta sustancia puede causar toxicidad en la reproducción en humanos.
<b>S</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	
<b>I</b>	TLV no establecido	
<b>M</b>	MAK no establecido	
<b>P</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	
<b>O</b>	La sustancia se puede absorber por inhalación y a través de la piel.	
<b>R</b>	<b>RIESGO DE INHALACION</b>	
<b>T</b>	No puede indicarse la velocidad a la que se alcanza una concentración nociva por aire por evaporación de esta sustancia a 20°C.	
<b>A</b>		
<b>N</b>		
<b>T</b>		
<b>E</b>		
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 219°C Punto de fusión: -27°C Densidad relativa (agua = 1): 1.02 Solubilidad en agua: 2ml/100ml Presión de vapor, kPa a 58°C: 0.133 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 4.21	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.2 Punto de inflamación: 102°C Temperatura de autoignición: 410°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: N.D.
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	No se debe incorporar al medio ambiente. Debe prestarse atención especial a organismos acuáticos.	
<b>PRODUCTO FINAL</b>		
<b>PRECIO x kg</b>	105.00 \$ MN	

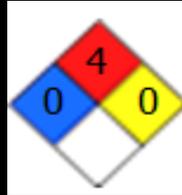
### V.3.2. Especificaciones y requerimientos de materia prima, catalizador y solventes.

<b>Oxido de estireno</b> <b>1,2-Epoxibenceno, 7,8 oxido de estireno, oxido de feniletileno, fenil oxirano, epóxido de estireno, oxido de estirilo</b> $C_8H_8O/C_6H_5CHCH_2O$ <b>Masa molecular: 120.2</b> <b>Pureza 99%</b> <b>(13)</b>				
				
TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS	
<b>INCENDIO</b>	Combustible.	Evitar las llamas, NO poner en contacto con acidos y bases.	Espuma resistente al alcohol, polvo, dióxido de carbono	
<b>EXPLOSION</b>	Por encima de 76°C pueden formarse mezclas explosivas vapor/aire.	Por encima de 76°C, sistema cerrado, ventilación.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua pero NO en contacto directo.	
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR TODO CONTACTO!		
<b>INHALACIÓN</b>	Vértigo. Somnolencia. Pérdida del conocimiento. Vómitos.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio y reposo. Solicite atención médica	
<b>PIEL</b>	Enrojecimiento. Dolor.	Guantes de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.	
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento, dolor, visión borrosa.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.	
<b>INGESTIÓN</b>	Náuseas, vómitos (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito. Proporcionar asistencia médica.	

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Protección personal: traje de protección química, incluyendo equipo autónomo de respiración. Recoger el líquido procedente de la fuga en recipientes tapados. Absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro.	Separado de ácidos, bases y de alimentos	NU (transporte): Ver pictograma de inicio. Clasificación de Peligros NU: 6.1 Grupo de Envasado NU: III

Oxido de estireno		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>RIESGO DE INHALACION</b>
<b>A</b>	Líquido incoloro, a amarillo palido	No puede indicarse la velocidad a la que se alcanza una concentración nociva en el aire por evaporación de esta sustancia a 20°C.
<b>T</b>	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>O</b>	La sustancia puede polimerizar debido a un calentamiento intenso	La sustancia irrita los ojos y la piel . La sustancia puede afectar al sistema nervioso central. La exposición podría causar disminución del estado de alerta.
<b>S</b>	por encima del punto de inflamación y bajo la influencia de ácidos y bases.	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>I</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	Esta sustancia es probablemente carcinógena para los seres humanos.
<b>M</b>	TLV no establecido	
<b>P</b>	MAK no establecido	
<b>O</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	
<b>R</b>	La sustancia se puede absorber por inhalación y a través de la piel y por ingestión.	
<b>T</b>		
<b>A</b>		
<b>N</b>		
<b>T</b>		
<b>E</b>		
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 194°C Punto de fusión: -36.7°C Densidad relativa (agua = 1): 1.05 Solubilidad en agua gr 100ml a 25°C: 0.3 Presión de vapor, Pa a 20°C: 40 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 4.30	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.001 Punto de inflamación: 76°C Temperatura de autoignición: 498°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1-22
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	No se debe incorporar al medio ambiente. Debe prestarse atención especial a organismos acuáticos.	
<b>Producción en planta</b>		

**Hidrogeno**  
 $H_2$   
 Masa molecular: 2  
 Pureza 99.9%  
 (13)

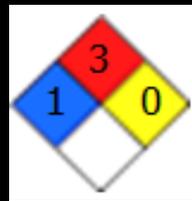
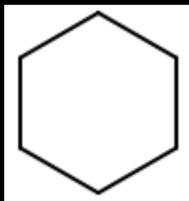


TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	Ignición por descargas electrostáticas	Evitar las llamas.	Espuma resistente al alcohol, polvo, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>	En caso de un escape, despeje el área afectada. Considere la evacuación hacia un lugar contrario a la dirección del viento, por lo menos 800 metros (1/2 milla) a la redonda. Eliminar toda fuente de ignición. La presencia de una llama de hidrógeno se puede detectar acercándose cautelosamente y extendiendo una escoba de paja para hacer la llama visible. Si es posible y no hay peligro, cerrar el suministro de hidrógeno. Nunca entrar al área si la concentración de hidrógeno en el aire es mayor del 10% del límite bajo de explosividad (0.4%).	No generar chipas.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua. Cuidado de no extinguir las llamas! Si las llamas se extinguen accidentalmente, puede re-ocurrir una explosión por vapor expandiéndose en líquido hirviendo!.
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR TODO CONTACTO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Nausea y vómito, colapso o pérdida de la conciencia.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio y de ser necesario suministro de oxígeno. Solicite atención médica

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Utilice equipo autónomo de respiración (SCBA) o máscaras con mangueras de aire de presión directa si los niveles de oxígeno están por debajo del 19.5% o durante emergencias de un escape del gas. Los purificadores de aire no proveen suficiente protección.	Alejado de Oxidantes fuertes (cloro, bromuro, pentafluoruro, oxígeno, oxígeno difluoruro, y nitrógeno trifluoruro. Mezclas de oxígeno/hidrógeno pueden explotar al hacer contacto con un catalizador como el platino.	NU (transporte): Ver pictograma de inicio. Clasificación de Peligros NU:2.1 Grupo de Envasado NU:

Hidrogeno		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>RIESGO DE INHALACION:</b>
<b>A</b>	Gas incoloro, inoloro, insípido.	Asfixiante simple. Altas concentraciones de este gas pueden causar una atmósfera deficiente en oxígeno causando en individuos dolor de cabeza, zumbido en los oídos, mareos, somnolencia, inconsciencia, náusea, vómitos y depresión de todos los sentidos. La piel de la víctima puede adquirir una coloración azulada. En concentraciones inferiores de O <sub>2</sub> (<10%), puede causar pérdida de la conciencia, movimientos convulsivos, colapso respiratorio y muerte.
<b>T</b>	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>	<b>.EFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>O</b>	<b>Sustancias incompatibles</b>	Efectos emocionales, fatiga anormal, respiración perturbada.
<b>S</b>	Oxidantes fuertes (cloro, bromuro, pentafluoruro, oxígeno, oxígeno difluoruro, y nitrógeno trifluoruro. Mezclas de oxígeno/hidrógeno pueden explotar al hacer contacto con un catalizador como el platino.	<b>EFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>I</b>		
<b>M</b>		
<b>P</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	
<b>O</b>	TLV no establecido	
<b>R</b>	MAK no establecido	
<b>T</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	
<b>A</b>		
<b>N</b>	La sustancia se puede absorber por inhalación.	
<b>T</b>		
<b>E</b>		
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: -253 °C. Punto de fusión: N.D.°C Densidad relativa (agua = 1): N.D Solubilidad en agua vol/vol 15°C:0.023 Presión de vapor, Pa a 20°C: N.A. Densidad relativa de vapor (aire = 1): N.D.	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): N.D. Punto de inflamación: N.A Temperatura de autoignición: N.A Límites de explosividad, % en volumen en el aire: N.D.
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	El hidrógeno es un gas que se encuentra naturalmente en la atmósfera. El gas se disipa rápidamente en áreas con buena ventilación. Cualquier efecto adverso en animales o en la vida de las plantas, estará relacionado con ambientes deficientes en oxígeno. No hay efectos adversos anticipados a las plantas.	
<b>PROVEEDOR EN MÉXICO</b>	IINFRA	
<b>PRECIO x kg</b>	40 \$ MN	

**Ciclohexano**  
**Hexahidrobenceno, Hexametileno**  
 $C_6H_{12}$   
**Masa molecular: 84.2**  
**Pureza mínima del 99%**  
**(13)**



TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR TODO CONTACTO!	
<b>INHALACIÓN</b>	Vértigo, dolor de cabeza, náuseas.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Traslade a un lugar con ventilación adecuada. Solicite atención médica.
<b>PIEL</b>	Enrojecimiento.	Guantes de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Náuseas, vómitos (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito. Proporcionar asistencia medica.

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
<p>Ventilar.  Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes, absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro.  NO verterlo al alcantarillado.  NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente.  (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).</p>	<p>A prueba de incendio.  Separado de oxidantes fuertes.</p>	<p>NU (transporte):  Ver pictograma de inicio.  Clasificación de Peligros NU: 3  Grupo de Envasado NU: II</p>

Ciclohexano		
<b>D</b>	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b>	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b>
<b>A</b>	Líquido incoloro.	
<b>T</b>	<b>PELIGROS FISICOS</b>	La sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio.
<b>O</b>	El vapor es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante.	La ingestión del líquido puede dar lugar a la aspiración del mismo por los pulmones y el consiguiente riesgo de neumonitis química. <b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b>
<b>S</b>		El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis.
<b>I</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>	
<b>M</b>	TLV (como TWA): 300 ppm; 1030 mg/m <sup>3</sup>	
<b>P</b>	(ACGIH 1993-1994).	
<b>O</b>	MAK: 300 ppm; 1050 mg/m <sup>3</sup>	
<b>R</b>	<b>VIAS DE EXPOSICION:</b>	
<b>T</b>	La sustancia se puede absorber por inhalación y a través de la piel.	
<b>A</b>		
<b>N</b>	<b>RIESGO DE INHALACION</b>	
<b>T</b>	Por evaporación de esta sustancia a 20°C, se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en el aire.	
<b>E</b>		
<b>S</b>		
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 81°C Punto de fusión: 7°C Densidad relativa (agua = 1): 0.8 Solubilidad en agua: Ninguna Presión de vapor, kPa a 20°C: 2.7 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 2.9	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1):1.2 Punto de inflamación: -18°C Temperatura de autoignición: 260°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1.3-8.4
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	No se debe incorporar al medio ambiente. Debe prestarse atención especial a organismos acuáticos.	
<b>PROVEEDOR EN MÉXICO</b>	JELA QUÍMICOS INDUSTRIALES	
<b>PRECIO x kg</b>	10.50 \$ MN	

**Catalizador Niquel-Raney**  
**Ni-Al**  
**Masa molecular: 85.69**  
**Pureza mínima del 99%**  
**(13)**



TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	LUCHA CONTRA INCENDIOS/ PRIMEROS AUXILIOS
<b>INCENDIO</b>	Combustible.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Agua, Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>			
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR TODO CONTACTO!	
<b>INHALACIÓN</b>			
<b>PIEL</b>		Guantes de protección.	Lavar con abundante Agua, a lo menos por 10 minutos. Utilizar de preferencia una ducha de emergencia. Sacarse la ropa contaminada. Solicite atención médica.
<b>OJOS</b>	Enrojecimiento.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto, si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
<b>INGESTIÓN</b>	Náuseas, vómitos, colapso.	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito, dar a beber agua abundante y guardar reposo.

DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Absorber el producto en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. Eliminar el residuo con agua abundante. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).	Separado de alimentos, piensos separado de oxidantes fuerte y ácidos fuertes.	NU (transporte): Ver pictograma de inicio. Clasificación de Peligros NU: 4.2 Grupo de Envasado NU: II

Níquel-Raney		
D A T O S  I M P O R T A N T E S	<b>ESTADO FISICO: ASPECTO:</b> Solido compuesto de granos finos gris.	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:</b> La sustancia irrita los ojos.
	<b>PELIGROS QUIMICOS:</b>  El níquel Raney se presenta como una dispersión al 50% en agua. Debe evitarse exponer el níquel Raney al aire, ya que, incluso tras usarlo como catalizador, "puede" presentar cantidades apreciables de hidrógeno adsorbido, y quemarse de forma espontánea, colocarlo en agua o alcohol.  <b>LIMITES DE EXPOSICION:</b>  TLV no establecido MAK no establecido <b>VIAS DE EXPOSICION:</b> La sustancia se puede adsorber a través de la piel. <b>RIESGO DE INHALACION</b> No puede indicarse la velocidad a la que se alcanza una concentración nociva por aire por evaporación de esta sustancia a 20°C.	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA:</b> N.D.
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición:N.D. Punto de fusión: N.D. Densidad relativa (agua = 1): N.D. Solubilidad en agua:ninguna Presión de vapor, kPa : N.A. Densidad relativa de vapor (aire = 1): N.D.	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1):N.D. Punto de inflamación: N.D. Temperatura de autoignición: N.D. Límites de explosividad, % en volumen en el aire: N.D.
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	No se debe incorporar al medio ambiente. Debe prestarse atención especial a organismos acuáticos.	
<b>PRODUCTO IMPORTADO</b>	Liaoning Haitai Sci-Tech Development Co., Ltd.	
<b>PRECIO x kg</b>	120.00 \$ MN	

Tenemos el siguiente análisis para definir la producción de 2-Feniletanol.

$$\left(\frac{1\text{mol}}{120.20\text{g}}\right) * \left(\frac{1000\text{g}}{1\text{Kg}}\right) * (174.3\text{Kg}) = 1450 \text{ moles de oxido de estireno}$$

Considerando una conversión del 98% y sabiendo que un mol de oxido de estireno produce un mol de 2-feniletanol tenemos:

$$1450 \text{ moles de oxido de estireno} * \left(\frac{122.10\text{g}}{\text{mol}}\right) * \left(\frac{1\text{Kg}}{1000\text{g}}\right) \\ = 173.50\text{kg} \text{ 2 – feniletanol por lote}$$

Se realizaran 9 lotes al día:

$$173.50\text{kg} * 9 = 1561.5\text{kg por día} = 1.561\text{Toneladas por día}$$

$$173.50\text{kg} * 210\text{lotes al mes} = 36435.0 \text{ kg al mes}$$

$$36435.0 \text{ kg al mes} * 11\text{meses de producción} = 400785.0\text{kg} \\ = 400.78 \text{ toneladas anuales}$$

Se requiere un análisis correspondiente a la materia prima H<sub>2</sub> que se mostrara al determinar las características del reactor.

**TABLA V-33. Requerimientos de materia prima para la producción de un lote de 2-Feniletanol (15)**

<b>Materia Prima</b>	<b>(kg)</b>	<b>(L)</b>
Oxido de estireno	174.30	166.00
Ciclohexano	3879.00	4980.00
KOH	0.07	1.66
Niquel Raney (0.3Kg x cada litro de oxido de estireno)	52.30	
<b>Total</b>		<b>5148.00</b>

### V.3.3. Reactor para producción de oxido de estireno DC-1102 (características)

El tipo de reactor empleado en reacciones de hidrogenación catalítica son los denominados (Dead End) o Extremo Cerrado

Este reactor tiene las siguientes características generales.

El hidrógeno que se utiliza es de alta pureza, se introduce por la parte inferior del reactor a través de un tubo con perforaciones pequeñas y con la corriente dirigida hacia abajo y debajo del último impulsor del agitador.

Este agitador es del tipo axial, tiene 3 impulsores, cada uno conformado por 4 paletas planas inclinadas en  $45^\circ$ , de manera que al girar produzcan un flujo hacia abajo. En la parte superior se ubica, cerca de la superficie, un impulsor, igual a los otros dos, que produce un vórtice en la superficie y succiona el gas hidrógeno que se encuentra en la parte superior del reactor, o sea, este vórtice es el que hace recircular el gas.

La ubicación del impulsor superior del agitador con respecto a la superficie de la mezcla de reacción, a la temperatura de trabajo, es crítica para la producción de un buen vórtice y por esta razón se prefiere dimensionar el reactor de manera que no permita grandes variaciones del nivel de la mezcla con variaciones del tamaño de la carga.

La relación altura/ diámetro del reactor, por esta razón debe estar entre 1,4 a 1,8.

El gas al entrar por la parte inferior, sube por los costados del reactor donde al encontrarse con los serpentines de calefacción-enfriamiento, hace que la mezcla adquiera gran turbulencia.

Además, se colocan 4 baffles verticales entre la pared del reactor y los serpentines para mejorar la turbulencia y por lo tanto las condiciones de la reacción.

El reactor tiene un volumen libre de 25 a 40% del volumen total interior libre del reactor (descontando el volumen de los serpentines) y su objeto es conseguir que el ciclo de la hidrogenación se produzca sin necesidad de purgar los gases inertes del reactor durante el proceso, por economía de tiempo.

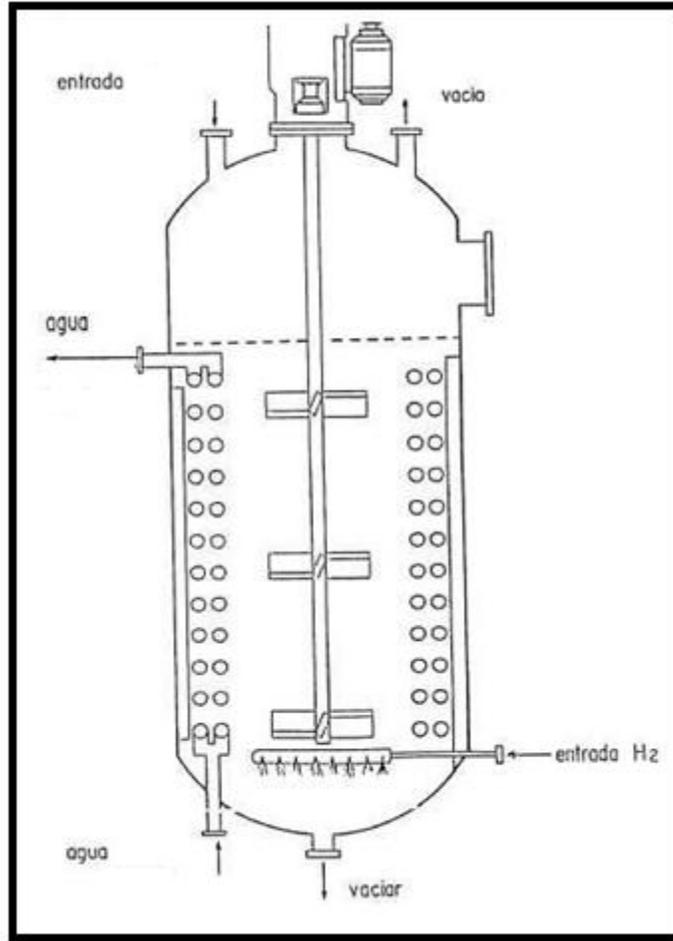


DIAGRAMA V-15. Reactor para hidrogenación catalítica (Dead End) o Extremo Cerrado (23)

El reactor que se propone utilizar tiene un medio de calentamiento por resistencia eléctrica dejando solo al serpentín para enfriar con fluido agua.

Tomando en cuenta las características generales del reactor para hidrogenación catalítica se procede a calcular sus dimensiones.

$$V_a = 5.15m^3 \quad V_a = \left( \frac{5.15}{(0.305)^3} \right) = 181ft^3$$

*Criterio de diseño 1:*

Considerando un aumento de volumen del 15% más 10% de volumen de serpentín más un 25% de volumen libre de reactor:

$$V_d = V_a * 1.50 = 272ft^3 = 7.70m^3$$

Criterio de diseño 2: Relación diámetro altura.

$$\frac{H}{D} = 1.8 \quad \frac{D}{H} = \frac{1}{1.8} = 0.555$$

$V_a = \text{Volumen almacenado (ft}^3\text{)}$

$D = \text{Diámetro interno del tanque (ft)}$

$V_d = \text{Volumen de diseño (ft}^3\text{)}$

$H = \text{Altura del tanque (ft)}$

$$H = \left( \frac{4 * V_d}{\pi * \frac{D}{H}} \right)^{\frac{1}{3}} = \left( \frac{4 * 272}{\pi * 0.555} \right)^{\frac{1}{3}} = 10.40ft = 3.17m$$

$$D = 0.555 * 10.40 = 5.77ft = 1.75m$$

$$P = \pi * D = \pi * 5.77 = 18.13ft = 5.53m$$

$A = \text{Area de la base}$

$P = \text{Perimetro}$

$$A = \frac{P * D}{4} = \frac{18.73 * 5.77}{4} = 26.16ft^2 = 2.43m^2$$

$$\mathbf{Nivel_{max} = \frac{V_a}{A} = \frac{181}{26.16} = 6.93ft = 2.11m}$$

El reactor es tipo batch el medio de calentamiento por resistencia eléctrica con motor de agitación.

Proveedor en México. KEMBIO, S.A. DE C.V

- Reactor tipo batch de acero al carbón con serpentín enfriamiento con fluido agua.
- Resistencia de calentamiento de 105KW
- Motor reductor eléctrico entre 900 a 1200 RPM de 40HP con turbinas de agitación.
- Termopozo, sensores de temperatura, sensores de velocidad.
- Precio 1,150,000.00 \$ MN

### V.3.3.1. Análisis del consumo de energía del reactor DC-1102.

Resistencia eléctrica. La reacción corresponde a una hora, con nueve lotes al día, considerando que se tendrá una recuperación de solventes que llegaran al reactor a una temperatura similar o superior a 75°C por lo tanto se considera:

$$4.50horas * 105.00KW = 472.50KW * hr$$

Motor para agitación.

$$9.00horas * 30.00KW = 270.00KW * hr$$

El costo KW\*h industrial nacional (salvo al de Baja California y Baja California Sur, que tienen otra tarifa) es de 1.36 \$ MN

$$\begin{aligned} \text{Consumo de energía en un día del reactor DC - 1101} &= 472.50 + 270.00 \\ &= 742.50 KW * hr \end{aligned}$$

$$\text{Valor de energía en un día en el reactor DC - 1101} = 742.50 * 1.36 = 1009.80 \$ MN \text{ día}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor de energía mensual en el reactor DC - 1101} \\ &= 112.20\$MN \text{ por lote} * 210 \text{ lotes por mes} = 23562.00 \$ MN \text{ mensuales} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Valor de energía anual en el reactor DC - 1101} \\ &= 23562.00\$MN * 11 \text{ meses de producción} = 259182.00 \$MN \text{ año} \end{aligned}$$

#### V.3.4. Calculo de materia prima hidrogeno.

Con las dimensiones del reactor se proceso a calcular la cantidad de hidrogeno que se consumirá y el necesario para lograr las condiciones de reacción.

Se tienen distintos comportamientos de los gases, es por ello que se han propuesto muchos modelos matemáticos distintos que se aproximan a dicho comportamiento. Sin embargo, estos modelos no pueden predecir el comportamiento real de los gases para todo el amplio espectro de presiones y temperaturas, sino que sirven para distintos rangos y distintas sustancias. Es por eso que, según las condiciones con las cuales se esté trabajando, conviene usar uno u otro modelo matemático.

La ecuación de Redlich-Kwong (28) es adecuada para calcular las propiedades de un gas cuando el cociente entre la presión y la presión crítica es menor que la mitad del cociente entre la temperatura y la temperatura crítica. Para el hidrogeno considerando las condiciones de reacción tenemos lo siguiente:

$$\frac{P}{P_c} = \frac{25atm}{12.95atm} = 1.93 \qquad \frac{T}{T_c} = \frac{348K}{33.18K} = 10.48$$
$$\frac{10.48}{2} = 5.24 \qquad 1.93 < 5.24$$

Este modelo matemático es adecuado para el análisis.

Hidrogeno: Al conocer el volumen del reactor de hidrogenación catalítica que es de  $7.70m^3$  se procede a realizar el análisis para saber la cantidad de hidrogeno necesario para alcanzar una  $P = 25 atm$  a una temperatura  $T = 348K$

Utilizando la ecuación de Redlich-Kwong

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a}{\sqrt{T}V_m(V_m + b)}$$
$$a = \frac{1}{2^{1/3} - 1} * \frac{R^2 T_c^{2.5}}{9P_c}$$
$$b = (2^{1/3} - 1) * \frac{RT_c}{3P_c}$$

Datos

$$T_c = 33.19K \quad P_c = 12.95atm \quad R = 0.08205 \frac{atmL}{molK}$$

Desarrollando el modelo matemático para obtener volumen molar:

$$V_m^3 - \left(\frac{RT}{P}\right)V_m^2 + \left(\frac{-(P\sqrt{T}b^2) - (RT\sqrt{T}b) + a}{P\sqrt{T}}\right)V_m + \frac{ba}{P\sqrt{T}} = 0$$

Resolviendo ecuación cubica

$$V_m = 1.15 \frac{L}{mol} \qquad n = \frac{7700L}{1.15 \frac{L}{mol}}$$

$$V_m = \frac{V}{n} \qquad n = \text{moles}$$

$$6695 \text{ moles } H_2 * 2 \frac{g}{mol} H_2 = 13391 g H_2$$

13.39KgH<sub>2</sub> requeridos para alcanzar la presión de 25atm a 348K en el reactor de 7.70m<sup>3</sup>

En un lote están presentes 174.3 kg de oxido de estireno que corresponden a:

$$\frac{174300g}{120.2 \frac{g}{mol}} = 1450 \text{ moles}$$

Considerando una conversión del 98% tenemos 1421 moles de oxido de estireno.

$$1421 \text{ moles de oxido de estireno} * \left(\frac{2g}{mol}\right) * \left(\frac{1Kg}{1000gr}\right) = 2.9kg \text{ de } H_2$$

En la reacción presente en el reacción IV-1 tenemos que la reacción ocurre 1 a 1 con respecto al hidrogeno, por lo tanto se consumirán 1421 moles de hidrogeno que representan 2.9kg por lote.

En cada lote se producirá 173.50 kg de 2-feniletanol por lo tanto se requerirán:

$$173.50kg \text{ 2 - feniletanol} \rightarrow 2.9kg \text{ de hidrogeno}$$

$$2.9 + 13.39 = 16.29kg \text{ necesarios para un lote}$$

$$1000kg \text{ 2 - feniletanol} \rightarrow 16.46kg \text{ de hidrogeno}$$

Consumo de hidrogeno en un día:

$$173.5kg * 9 \text{ lotes} = 1561.50kg \text{ 2 - feniletanol}$$

## 25.70kg de hidrogeno en un día

Una vez determinado el consumo diario de H<sub>2</sub> es importante definir la forma de suministro del mismo:

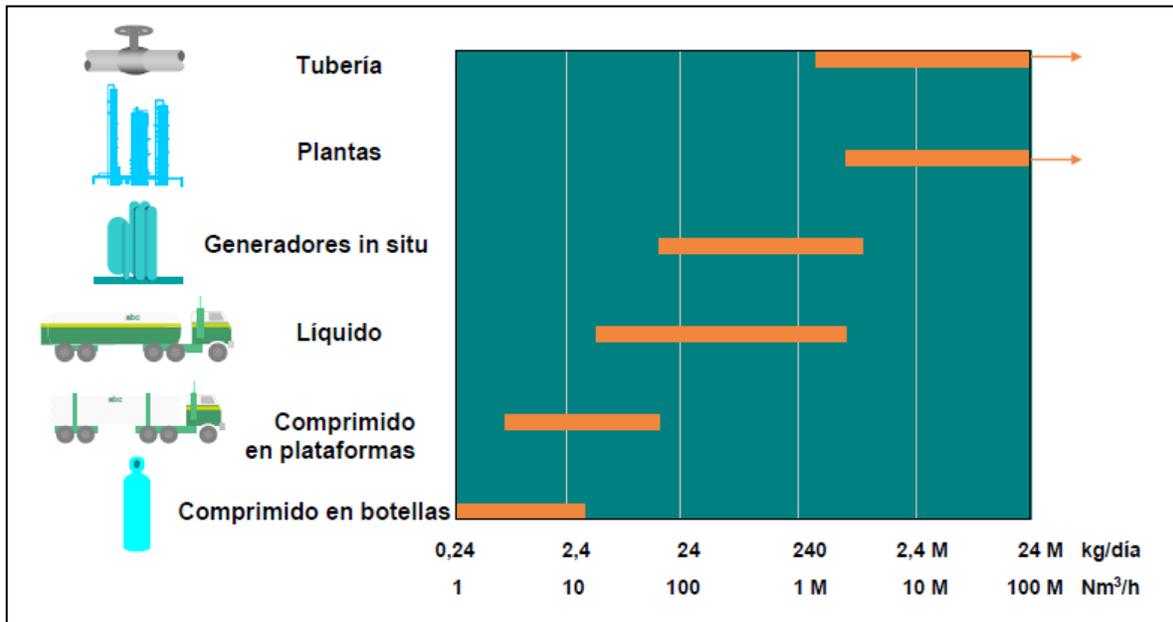


FIGURA V-17. Formas de suministro de H<sub>2</sub> en función del consumo (procesos continuúanos).

Concluimos el suministro de hidrogeno en forma comprimida en plataformas esto determinado ya que la producción será solo de 6 días a la semana con sábados solo hasta lo 21horas, esta decisión no sería factible si el proceso fuera 3 turnos 7 días a la semana.



FIGURA V-18. H<sub>2</sub> comprimido en plataformas, INFRA.

**TABLA V-33. Requerimientos de materia prima para la producción de un lote de 2-Feniletanol. (15)**

<b>Materia Prima</b>	<b>(kg)</b>	<b>(L)</b>
Oxido de estireno	174.30	166.00
Ciclohexano (30 litros x cada litro de oxido de estireno)	3879.00	4980.00
Promotor básico KOH (solución al 4%) 1% del volumen de oxido de estireno	0.07	1.66
H <sub>2</sub>	16.29	
Niquel -Raney (0.3Kg x cada litro de oxido de estireno)	52.30	
<b>Total</b>		<b>5148.00</b>

Perdida de solventes del 0.5% litros por tonelada y perdida de catalizador del 1.5% por cada tonelada de producción de 2-feniletanol (tabla IV-3.)

**TABLA V-34. Requerimientos de materia prima para la producción de 2-Feniletanol. (15)**

<b>Materia Prima</b>	<b>Requerimientos para producción mensual</b>		<b>Requerimientos para producción anual</b>	
	<b>(Kg)</b>	<b>(L)</b>	<b>(Kg)</b>	<b>(L)</b>
Oxido de estireno	36600.00	34860.00	402630.00	383460.00
Ciclohexano	26310.00	33774.00	66840.00	85803.00
H <sub>2</sub>	600.00		6600.00	
Promotor básico KOH (solución al 4%) 1% del volumen de oxido de estireno	15.00	364.20	165.00	4006.20
Niquel -Raney	442.24		2005.00	

### V.3.5. Recuperación de solventes y obtención de 2-Feniletanol.

Las características de los equipos para lograr la recuperación del ciclohexano además del 2-Feniletanol fueron definidas de manera análoga a las mostradas en la sección V.2.4., dichas características se muestran en las hojas de datos de equipos, a continuación se muestran los datos del simulador utilizados.

DIAGRAMA V-16. Diagrama de flujo generado en el simulador.

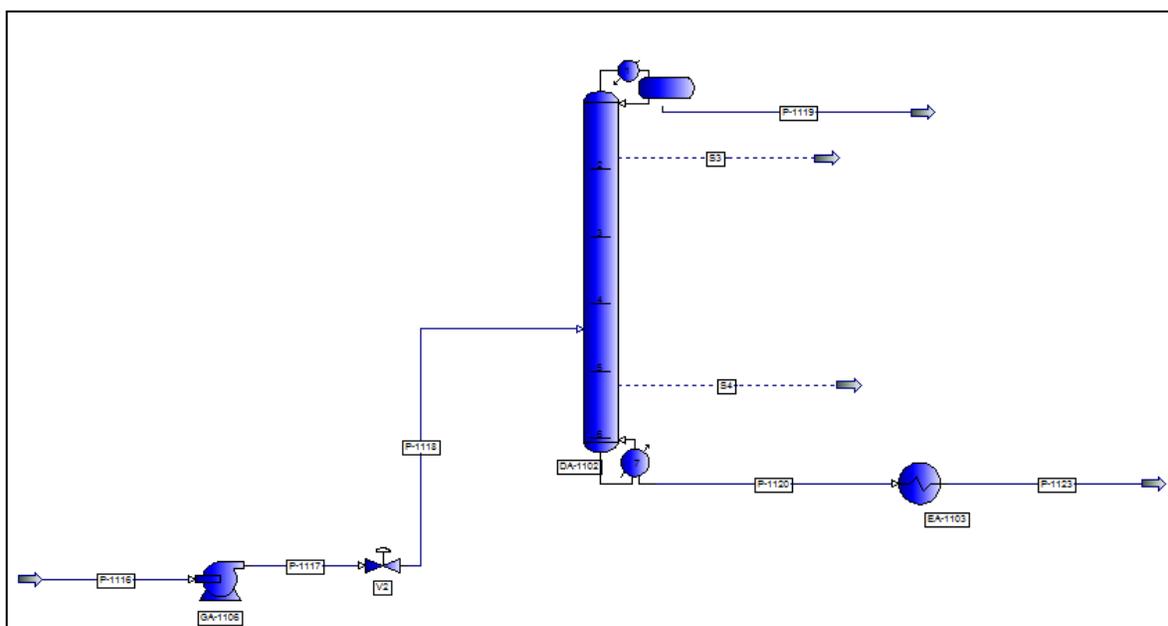


TABLA V-35. Composición y condiciones de operación generados en el simulador.

Stream Name		P-1116	P-1117	P-1118	P-1119	P-1120	P-1123	S3	S4
Stream Description									
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Temperature	F	167.000	167.521	167.521	236.062	500.811	95.000	240.636	492.747
Pressure	PSIA	24.180	49.782	39.825	35.558	40.536	40.536	35.558	39.541
Flowrate	LB-MOL/HR	101.997	101.997	101.997	98.658	3.339	3.339	295.978	192.042
Composition									
STYRENEOXI		0.001	0.001	0.001	0.000	0.009	0.009	0.000	0.014
CH		0.966	0.966	0.966	0.999	0.001	0.001	0.999	0.008
2PHEA		0.033	0.033	0.033	0.001	0.990	0.990	0.001	0.978

Stream Name		P-1116	P-1117	P-1118	P-1119	P-1120	P-1123	S3	S4
Stream Description									
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Total Stream									
Rate	LB-MOL/HR	101.997	101.997	101.997	98.658	3.339	3.339	295.978	192.042
	LB/HR	8714.370	8714.370	8714.370	8306.582	407.788	407.788	24920.117	23400.766
Std. Liq. Rate	FT3/HR	176.573	176.573	176.573	170.201	6.373	6.373	510.609	366.180
Temperature	F	167.000	167.521	167.521	236.062	500.811	95.000	240.636	492.747
Pressure	PSIA	24.180	49.782	39.825	35.558	40.536	40.536	35.558	39.541
Molecular Weight		85.438	85.438	85.438	84.196	122.122	122.122	84.196	121.852
Enthalpy	MM BTU/HR	0.535	0.537	0.537	0.807	0.107	0.012	6.017	6.024
	BTU/LB	61.402	61.661	61.661	97.096	262.721	30.455	241.436	257.444
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Reduced Temperature		0.6240	0.6245	0.6245	0.6981	0.7801	0.4505	0.7026	0.7746
Reduced Pressure		0.0410	0.0844	0.0675	0.0602	0.0713	0.0713	0.0602	0.0695
Acentric Factor		0.2273	0.2273	0.2273	0.2100	0.7396	0.7396	0.2100	0.7343
UOP K factor		10.920	10.920	10.920	10.996	9.358	9.358	10.996	9.363
Std. Liquid Density	LB/FT3	49.353	49.353	49.353	48.804	63.991	63.991	48.804	63.905
Sp. Gravity		0.7913	0.7913	0.7913	0.7825	1.0261	1.0261	0.7825	1.0247
API Gravity		47.312	47.312	47.312	49.320	6.407	6.407	49.320	6.593

Vapor									
Rate	LB-MOL/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	295.978	n/a
	LB/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	24920.117	n/a
	FT3/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	62556.461	n/a
Vapor Std Vol Flow	FT3/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	106266.875	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	84.196	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1.00000	n/a
Enthalpy	BTU/LB	0.000	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	241.436	n/a
CP	BTU/LB-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.366	n/a
Density	LB/FT3	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.398	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.01179	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.00909	n/a
Liquid									
Rate	LB-MOL/HR	101.997	101.997	101.997	98.658	3.339	3.339	n/a	192.042
	LB/HR	8714.370	8714.370	8714.370	8306.582	407.788	407.788	n/a	23400.766
	FT3/HR	189.897	189.971	189.971	193.672	8.591	6.487	n/a	490.511
Liquid Std Vol Flow	FT3/HR	176.573	176.573	176.573	170.201	6.373	6.373	n/a	366.180
Molecular Weight		85.438	85.438	85.438	84.196	122.122	122.122	n/a	121.852
Z (from K)		1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	n/a	1.00000
Enthalpy	BTU/LB	61.402	61.661	61.661	97.096	262.721	30.455	n/a	257.444
CP	BTU/LB-F	0.495	0.496	0.496	0.551	0.625	0.496	n/a	0.625
Density	LB/FT3	45.890	45.872	45.872	42.890	47.467	62.858	n/a	47.707
Surface Tension	DYNE/CM	19.1433	19.1099	19.1099	14.4030	11.5896	36.8290	n/a	11.9598
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.06479	0.06475	0.06475	0.06327	0.05962	0.09251	n/a	0.06021
Viscosity	CP	0.48440	0.48299	0.48299	0.34011	0.05217	5.28380	n/a	0.05600

Property	Value	Units
Hx Name	EA-1103	
Hx Description		
Duty	0.0947	$\times 10^6$ BTU/hr
MTD	n/a	

FIGURA V-19. Energía requerida en intercambiador.

### V.3.6. Enfriamiento de 2-feniletanol para almacenamiento (EA-1103).

Este intercambiador es utilizado para enfriar la corriente que contiene nuestro producto terminado 2-Feniletanol (P-1120), con ello se tienen los siguientes datos tomados del simulador 408lb/hr con una presión de 25.84psig y con una temperatura de 494°F. El medio enfriante que se utilizada será agua a 85°F. Deseamos enfriar la corriente a 95°F.

Como criterios de diseño y considerando la viscosidad del 2-feniletanol se tiene un factor de obstrucción de 0.005 y una caída de presión permisible de 10 lb/in<sup>2</sup>.

(1) El simulador nos proporciona el dato de calor en el intercambiador que corresponde a  $Q = 94700 \text{ Btu/hr}$

(2)  $\Delta t$

TABLA V-36. Temperaturas de fluidos.			
Fluido caliente		Fluido Frio	Diferencia
500	Alta Temperatura	120	380
95	Baja temperatura	85	10
405	Diferencia	35	440

$$\Delta t = MLTD = \frac{10 - 380}{\ln\left(\frac{10}{380}\right)} = 101.71^\circ F$$

(3)  $T_c$  y  $t_c$ : La media  $t_a = \frac{120+85}{2} = 102.5^\circ F$  puede usarse para  $t_c$   
 $T_c = \frac{500 + 95}{2} = 297.5^\circ F$

TABLA V-37. Valores aproximados de los coeficientes totales para diseño con valores que incluyen un factor de obstrucción total de 0.003 y caída de presión permisible de 5 a 10 lb/in<sup>2</sup>(14)

Enfriadores		
Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Agua	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Metanol	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Amoniaco	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Sustancias orgánicas ligeras <sup>1</sup>	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias <sup>2</sup>	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas <sup>3</sup>	Agua	5-75
Gases	Agua	2-50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

<sup>1</sup> Las **sustancias orgánicas ligeras** son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metil-etil-cetona, gasolina, kerosén y nafta.

<sup>2</sup> Las **sustancias orgánicas medias** tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen kerosén, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

<sup>3</sup> **Sustancias orgánicas pesadas** tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, breas y asfaltos.

Debido a que el 2-Feniletanol se trata de una sustancia orgánica pesada utilizamos los datos presentes en la tabla V-37 ( $U_D = 5$  a 75) consideramos:

Suponemos  $U_D = 15$

$$A = \frac{Q}{U_D * \Delta t} = \frac{94700}{15 * 101.71} = 62.06 \text{pies}^2$$

Suponiendo tubos de 8 pies y de 1" DE

$$\text{Numero de tubos} = \frac{A}{L * a_{f(v-29)}} = \frac{62.06}{8 * 0.2648} = 30$$

4 pasos para los tubos de 8pies de longitud.

Del número de tubos en tabla V-27: Considerando la viscosidad del 2-feniletanol se propone arreglo cuadro. Por lo tanto, tubos de 1" arreglo cuadro de 1 1/4", 4Pasos con 32 tubos, DI de coraza de 10"

$$A_c = 32 * 8 * 0.2648 = 67.78 \text{pies}^2$$

$$U_{DC} = \frac{Q}{A_c * \Delta t} = \frac{94700}{67.78 * 101.71} = 13.73 \text{ similar al propuesto}$$

**Fluido frio: tubos, agua**

(4) Área de flujo,  $a'_t = 0.594 \text{ in}^2$  (tabla V-28)

$$a_t = \frac{N_t * a'_t}{144 * n}$$

$$a_t = \frac{32 * 0.594}{144 * 4} = 0.033 \text{ pies}^2$$

(5)

$$G_t = \frac{w}{a_t}$$

$$w = \frac{94700}{(1)(120 - 85)} = 2706 \text{ lb/hr}$$

$$w = \frac{Q}{Cp * \Delta t_{\text{para el agua}}}$$

$$G_t = \frac{2706}{0.033} = 81992 \frac{\text{lb}}{(\text{hr})(\text{pie}^2)}$$

(6)  $t_a = 102.5^\circ F$

$$1 \text{ cp} \rightarrow 2.42 \frac{\text{lb}}{(\text{pie})(\text{hr})}$$

$$\mu = 0.72 \text{ cp} * 2.42 \frac{\text{lb}}{(\text{pie})(\text{hr})} = 1.74 \frac{\text{lb}}{(\text{pie})(\text{hr})}$$

$$D = DI$$

$$R_e = \frac{DG_t}{\mu} \text{ (para caída de presión solamente)}$$

$$D = \frac{0.87}{12} = 0.072 \text{ pies (tabla V - 28)}$$

$$R_e = \frac{0.072 * 81992}{1.74} = 3411$$

Utilizando  $t_a = 102.5^\circ F$   $h_i = 250 * 0.95 = 237.5$  (Diagrama V - 11)

(7)  $h_{io} = h_i * \left(\frac{DI}{DO}\right)$

$$h_{io} = 237.5 * \frac{0.87}{1} = 206.62 \frac{\text{Btu}}{(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ F)}$$

**Fluido caliente: coraza**

(4') Para deflectores el espacio puede ser no menor a una quinta parte del DI de coraza y el máximo espacio que corresponde al DI de coraza. 96" pulgadas de longitud, con espacio máximo de 10"; se propone un arreglo de 15 deflectores con espacio de 6" y 16 cruces para flujo de lado a lado.

$$a_s = \frac{DI * C' * B}{144 * P_T}$$

$$C' = \text{claro} = P_T - DE_{\text{tubos}}$$

$B = \text{espacio entre deflectores}$

$$a_s = \frac{8 * 0.25 * 6}{144 * 1.25} = 0.083 \text{ pies}^2$$

(5')

$$G_s = \frac{w}{a_s}$$

$$G_s = \frac{408}{0.083} = 4894 \frac{lb}{(hr)(pie^2)}$$

(6')  $T_c = \frac{500+95}{2} = 297.5^\circ F$

$$\mu_c = 0.28cp = 0.677 \frac{lb}{(pie)(hr)}$$

$$R_e = \frac{D_e * G_s}{\mu} = \frac{0.0825 * 4894}{0.28} = 596$$

$$D_e = \frac{0.99}{12} = 0.0825pie \text{ (Diagrama V - 13)}$$

(7') De Diagrama V-13

$$j_H = 13$$

$$k_c = 0.0761 \frac{Btu}{(hr)(pie)(^\circ F)}$$

$$c_c = 0.0761 \frac{Btu}{(lb)(^\circ F)}$$

$$k_c \left( \frac{c_c \mu_c}{k_c} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.097$$

$$h_0 = j_H * \frac{k_c}{D_e} * k_c \left( \frac{c_c \mu_c}{k_c} \right)^{\frac{1}{3}} = 15.39$$

### Caída de presión.

#### Tubos.

(1) Para  $R_e = 3411$

$$f = 0.00038 \frac{pie^2}{in^2} \text{ (Diagrama V - 12)}$$

$$(2) \Delta P_t = \frac{f * G_t^2 * L * n}{5.22 * 10^{10} * D_s * \phi_t}$$

$$D_s = \frac{0.87}{12} = 0.0725pies \text{ (tabla V - 28)}$$

$$\Delta P_t = \frac{0.00038 * 81992^2 * 10 * 4}{5.22 * 10^{10} * 0.0725 * 1} = 0.021 \frac{lb}{in^2}$$

(3)

$$\Delta P_r = \left( \frac{4n}{s} \right) \left( \frac{V^2}{2g'} \right)$$

$$g' = 32.174 \frac{pie}{seg^2}$$

$$\Delta P_r = \left( \frac{4 * 4}{1} \right) \left( \frac{0.36^2}{2 * 32.174} \right) \left( \frac{62.5}{144} \right) = 0.014 \frac{lb}{in^2}$$

(4)

$$\Delta P_r = 0.021 + 0.014 = 0.035 \frac{lb}{in^2}$$

**Coraza.**  
(1')

Para:  $R_e = 596$

$$D_e = \frac{0.99}{12} = 0.0825 \text{ pies} \quad (\text{Diagrama V - 13})$$

$$f = 0.004 \frac{\text{pie}^2}{\text{in}^2} \quad (\text{Diagrama V - 14})$$

2') No de cruces

$$N + 1 = 16$$

$$\rho = 55.85 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \quad \text{simulador}$$

$$s = \frac{55.85}{62.50} = 0.89$$

$$D_s = \frac{10}{12} = 0.83 \text{ pies}$$

(3')

$$\Delta P_s = * \frac{f * G_s^2 * D_s * (N + 1)}{5.22 * 10^{10} D_e s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0.004 * 4894^2 * 0.83 * 16}{5.22 * 10^{10} * 0.0825 * 0.89} = 0.0003 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

(8) coeficiente total  $U_c$  limpio

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{206.62 * 15.39}{206.62 + 15.39} = 14.32 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})}$$

(9) Factor de obstrucción

$$U_D = 13.73$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D} = \frac{14.32 - 13.73}{14.32 * 13.73} = 0.0030 \text{ (h)(pie}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

El proveedor en México del condensador con las características planteadas es FREYDING INDUSTRIAL S.A DE C.V. desde luego bajo normas de construcción, A.S.M.E., teniendo un valor de 429,000.00 \$ MN

### Nomenclatura de memoria de cálculo de intercambiador EA-1103.

A: Superficie de transferencia de calor, pies<sup>2</sup>

$a'_t$ : Área de flujo por tubo, in<sup>2</sup>

$A_c$ : Superficie de transferencia de calor corregido, pie<sup>2</sup>

$a_f$ : Superficie exterior por pie lineal del tubo, pies

$a_s$ : Sección transversal sumergida de la coraza, pies<sup>2</sup>

$a_t$ : Área de flujo, pies<sup>2</sup>

B: Espacio de los deflectores, in

C': Espacio entre tubos, in

Cc: Capacidad calorífica, a  $T_c$  Btu/lb°F

$D_e$ : Diámetro equivalente -para transferencia de calor y caída de presión, pies

DE: Diámetro exterior del tubo, in

DI: Diámetro interno de tubos, in

DO: Diámetro exterior tubos, in

$D_s$ : Diámetro de coraza, in

f: Factor de fricción

g: Gravedad,  $\frac{pie}{hr^2}$

g': Gravedad,  $\frac{pie}{seg^2}$

Gs: Masa velocidad coraza,  $\frac{lb}{(hr)(pie^2)}$

$G_t$ : Masa velocidad en tubos,  $\frac{lb}{(hr)(pie^2)}$

$h, h_i, h_o$ : Coeficientes de transferencia en general, para el flujo interior y exterior, respectivamente,  $\frac{Btu}{(hr)(pie^2)(°F)}$

$h_{io}$ : Valor de  $h_i$  cuando se refiere al diámetro exterior,  $\frac{Btu}{(hr)(pie^2)(°F)}$

$K_c$ : Conductividad termina a  $T_c$ ,  $\frac{Btu}{(hr)(pie)(°F)}$

L: Longitud del tubo, pies

MLDT. Media logarítmica de la diferencia de temperatura, °F

N: Número de deflectores

$N_t$ : Número de tubos efectivos para la condensación

$\rho$ : Densidad lb/pie<sup>3</sup>

$P_T$ : Espacio de los tubos, in

Q: Flujo de calor, Btu/hr

$R_e$ : Número de Reynolds

$R_d$ : Factor de obstrucción,  $(h)(pie^2)(°F)/Btu$

s: Gravedad específica de vapor

$t_a$ : Temperatura de promedio, °F

$T_c$ : Temperatura calorífica de fluido caliente, °F

$t_c$ : Temperatura calorífica de fluido frío, °F

$U, U_c, U_D$ : Coeficientes totales de transferencia de calor, coeficiente limpio y de diseño respectivamente,  $\frac{Btu}{(hr)(pie^2)(°F)}$

$U_{DC}$ : Coeficiente total de transferencia de calor de diseño corregido,  $\frac{Btu}{(hr)(pie^2)(°F)}$

V: Velocidad, pies/seg

w: Flujo másico, lb/hr

$\Delta P_t$ : Caída de presión en tubos,  $\frac{lb}{in^2}$

$\Delta P_r$ : Caída de presión de retorno en tubos,  $\frac{lb}{in^2}$

$\Delta P_T$ : Caída de presión total en tubos,  $\frac{lb}{in^2}$

$\Delta P_s$ : Caída de presión en coraza,  $\frac{lb}{in^2}$

$\mu$ : Viscosidad,  $\frac{lb}{(pie)(hr)}$



### HOJA DE DATOS REACTOR

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: DC-1103

Posición: VERTICAL

Fecha: JUNIO 2012

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> (44.70psig)

Temperatura: 70°C (158°F) máx.

Volumen: 0.33m<sup>3</sup> (11.71ft<sup>3</sup>)

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> (14.70psig) máx.

Volumen: 0.25m<sup>3</sup> (8.81ft<sup>3</sup>)

Agitación: 200RPM

Diámetro: 2.12ft (0.64m)

Altura: 3.30ft (1m)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

Nivel máximo del líquido: 2.49ft (0.76m)

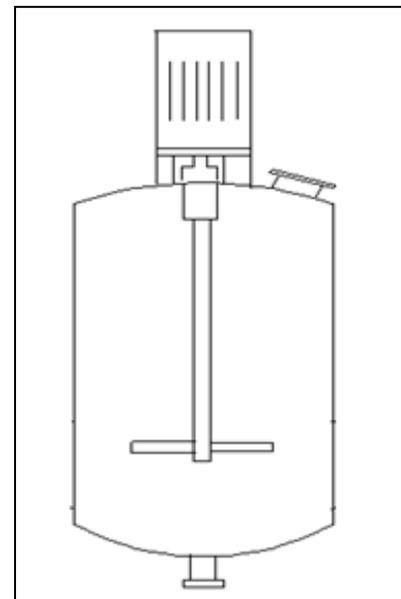
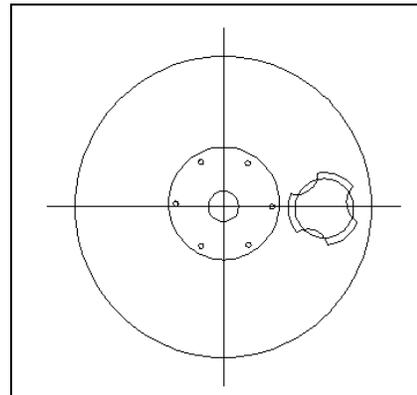
Corrosión por: Ambiente

Tiempo de residencia: 18hr

Calentamiento por resistencia eléctrica 20KW

Motor de agitación 2.20KW

Acero Inoxidable



Fluido a manejar: Mezcla de reacción: Producción de catalizador hidrotalcita.

Notas:



HOJA DE DATOS MEZCLADOR

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: GD-1101

Posición: VERTICAL

Fecha: JUNIO 2012

Condiciones de diseño:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> (44.70psig)

Volumen: 0.33m<sup>3</sup> (11.71ft<sup>3</sup>)

Diámetro: 2.12ft (0.64m)

Altura: 3.30ft (1m)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

Nivel máximo del líquido: 2.49ft (0.76m)

Corrosión por: Ambiente

Motor de agitación 2.20KW

Condiciones de operación:

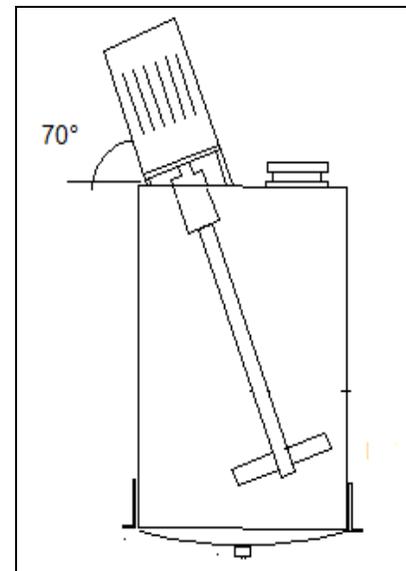
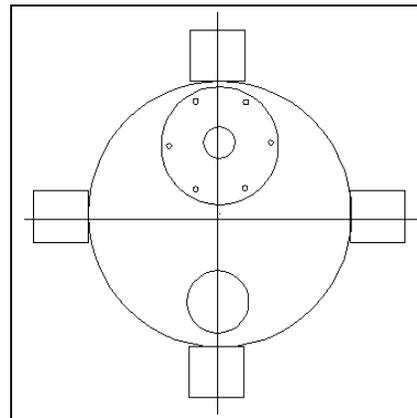
Temperatura: 70°C (158°F) máx.

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> (14.70psig) máx.

Volumen: 0.25m<sup>3</sup> (8.81ft<sup>3</sup>)

Mezcla 200 a 500 RPM

Acero Inoxidable



Fluido a manejar: Preparación de Solución A (Nitrato de Aluminio, Nitrato Magnesio) y Solución B (Hidróxido de Sodio, Carbonato de sodio)

Notas:



### HOJA DE DATOS REACTOR

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: DC-1101

Fecha: 2012

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> g (44.70psig)

Volumen: 7.10 m<sup>3</sup> (250.73ft<sup>3</sup>)

Diámetro: 5.62ft (1.71m)

Altura: 10.22ft (3.11m)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

Nivel máximo del líquido: 7.15ft (2.18m)

Corrosión por: Ambiente

Tiempo de residencia: 1hr

Calentamiento por resistencia eléctrica: 90KW

Motor para agitación: 30HP (23.00KW)

Fluido a manejar: Mezcla de reacción. Producción de Oxido de Estireno.

Notas:

Condiciones de operación:

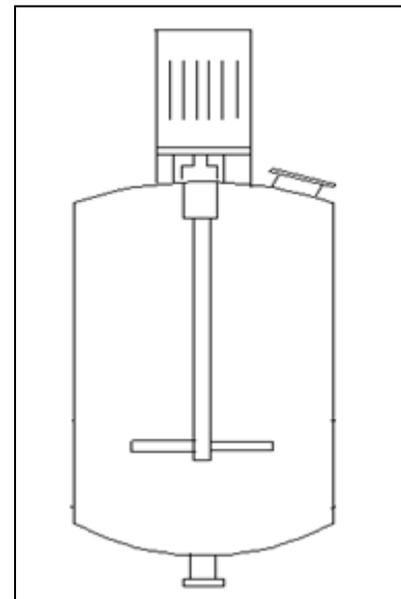
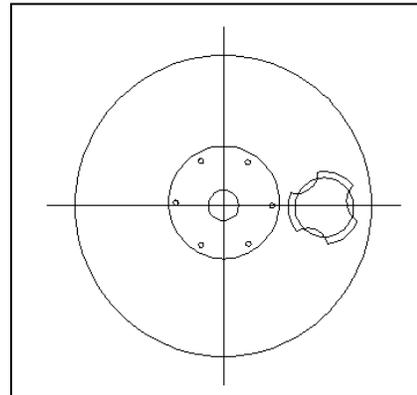
Temperatura: 55°C (131°F) máx.

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> g(14.70psig) máx.

Volumen: 5.04m<sup>3</sup> (177.98ft<sup>3</sup>)

Agitación: 1000RPM

Acero al carbón





HOJA DE DATOS RECIPIENTE DE PROCESO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FA-1101

Fecha: 2011

Posición: Horizontal

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Espesor del cuerpo: 1/4"

Presión: 39.48psig (2.68 Kg/cm<sup>2</sup>g)

Temperatura: 131°F (55 °C)

Espesor tapas: 3/8"

Volumen: 323.53ft<sup>3</sup> (9.16m<sup>3</sup>)

Presión: 9.48psig (9.66Kg/cm<sup>2</sup>g)

Tapas Toriesfericas

Volumen: 178.00ft<sup>3</sup> (5.04m<sup>3</sup>)

Material: A-285C

Esfuerzo permisible: 20054psig (1410 Kg/cm<sup>2</sup>g)

T: 344°C (651°F)

Diámetro: 6.50ft (1.98m)

Longitud: 9.75ft (2.97m)

Nmin: 0.50ft (0.15m)

Fluido a manejar: Mezcla (oxido de estireno, acetona, acetonitrilo, agua)

Nmax: 3.60ft (1.09m)

Densidad: 49.82lb/ft<sup>3</sup> (798.16kg/m<sup>3</sup>)

AAN: 2.98ft (0.90m)

Viscosidad: 0.37 cp

NN: 2.36ft (0.71m)

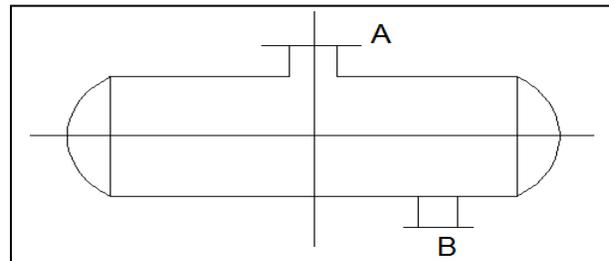
ABN: 1.27ft (0.38m)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

Corrosión por: Ambiente

A: Entrada liquido.

B: Salida liquido.



Notas:



HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR DE CALOR

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: EA-1101

Fecha: 2011

Posición: Horizontal

	Coraza	Tubos
Fluido:	Mezcla solventes	Agua de enfriamiento
Temperatura de Entrada °F(°C):	220 (104.40)	85 (29.44)
Temperatura de Salida °F(°F):	220 (104.40)	120 (48.88)
Presión de Operación psig (Kg/cm <sup>2</sup> g):	19.44 (1.36)	35.55 (2.50)
Densidad lb/pie <sup>3</sup> (Kg/m <sup>3</sup> ):	vapor: 0.18 (2.89); líquido: 45.62 (730.76)	62.50 (1001.00)
Viscosidad Centipoise:	vapor: 0.01; líquido: 0.24	0.80
Peso Molecular:	38.56	18.01
No. De Pasos:	1	4
Caída de Presión PSI (Kg/cm <sup>2</sup> ):	0.91 (0.06)	4.31 (0.30)

Calor transferido:  $9.2915 \times 10^6$  Btu/hr ( $2.3414 \times 10^6$  Kcal/hr)

$\Delta t = MLTD = 116.62^\circ F$  ( $47.01^\circ C$ ):

$U_C: 135.5 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ F)$   $U_D: 92.22 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ F)$

Factor de obstrucción  $R_d: 0.0034(h)(\text{pie}^2)(^\circ F)/(Btu)$

No. De tubos: 550 D.E.  $\frac{3}{4}$ " (19.05mm) BWG: 16 Longitud: 8'-96" (2.43m)

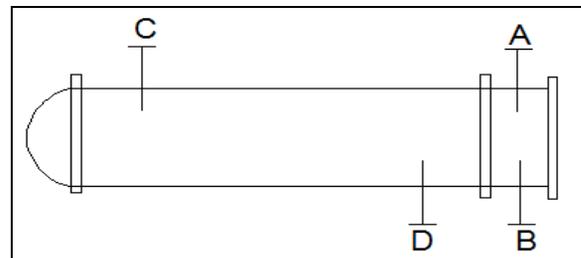
Arreglo: triangular Pitch:  $15/16$ " (23.62mm)

D.I. coraza in: 27" (685.8mm) Material: Acero al carbón A.S.T.M.

A: Entrada de agua. B: Salida de Agua

C: Entrada vapor D: Condensado

Notas:





HOJA DE DATOS RECIPIENTE DE PROCESO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FA-1102

Fecha: 2012

Posición: Horizontal

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Espesor del cuerpo: 1/4"

Presión: 49.44psig (3.47 Kg/cm<sup>2</sup>g)

Temperatura: 207.46°F (97.61 °C)

Espesor tapas: 1/4"

Volumen: 94.56ft<sup>3</sup> (2.67m<sup>3</sup>)

Presión: 19.44psig (1.36Kg/cm<sup>2</sup>)

Tapas Toriesfericas

Volumen: 40.46ft<sup>3</sup> (1.14m<sup>3</sup>)

Material: A-285C

Esfuerzo permisible: 20054psig (1410 Kg/cm<sup>2</sup>)

T: 344°C (651°F)

Diámetro: 4.00ft (1.21m)

Longitud: 7.52ft (2.29m)

Nmin: 0.50ft (0.15m)

Fluido a manejar: Mezcla (agua, acetonitrilo, acetona)

Nmax: 2.00ft (0.60m)

Densidad: 45.622lb/ft<sup>3</sup> (730.76kg/m3)

AAN: 1.70ft (0.51m)

Viscosidad: 0.24 cp

NN: 1.40ft (0.42m)

ABN: 0.875ft (0.26m)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

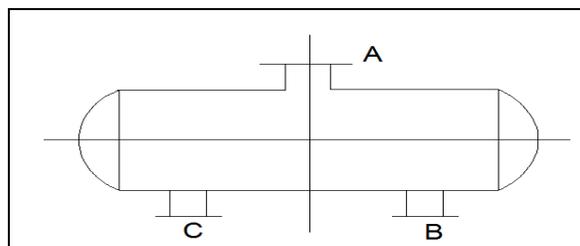
Corrosión por: Ambiente

A: Entrada condensado.

B: Salida condensado.

C: Reflujo a torre

Notas:





HOJA DE DATOS CALENTADOR A FUEGO DIRECTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: BA-1101

Fecha: 2012

Posición:

	Condiciones de entrada	Condiciones de salida
Temperatura °F (°C):	454.54 (234.74)	456.70 (235.94)
Presión de Operación psig (Kg/cm <sup>2</sup> g):	23.79 (1.67)	24.41 (1.71)
Densidad lb/pie <sup>3</sup> (Kg/m <sup>3</sup> ):	51.68 (827.85)	0.47 (7.57)
Viscosidad Centipoise:	0.25	0.013
Peso Molecular:	118.85	118.85
Flujo en fase líquida ft <sup>3</sup> /hr (m <sup>3</sup> /hr):	1326.98 (37.57)	
Flujo en fase vapor ft <sup>3</sup> /hr (m <sup>3</sup> /hr):		143242 (4056.16)

Calor transferido:  $9.8333 \times 10^6$  Btu/hr ( $2.4780 \times 10^6$  Kcal/hr)

CONDICIONES DE COMBUSTIÓN

Tipo de combustible: Gas natural

Flujo de combustible: 651lb/hr (295.28Kg/hr):

Flujo de aire en exceso 13612.41lb/hr (6174.48Kg/hr):

Flujo de humos húmedos (totales): 10702lb/hr (4853Kg/hr)

Composición humos húmedos %: (CO<sub>2</sub>=9.99)  
(H<sub>2</sub>O=19.25) (N<sub>2</sub>=70.74)

Flujo de humos secos: 9362lb/hr (4245Kg/hr)

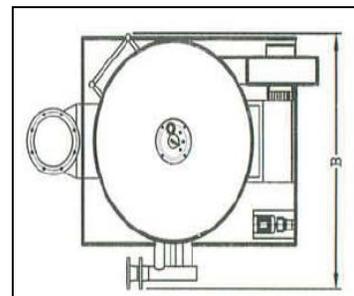
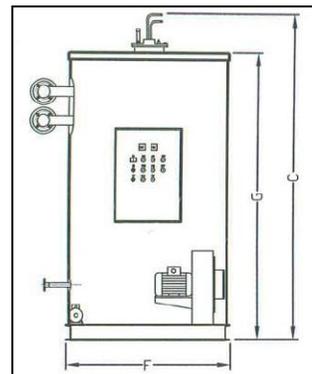
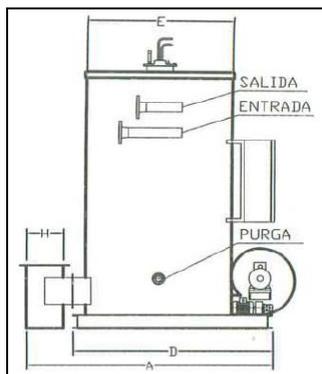
Composición humos húmedos %: (CO<sub>2</sub>=12.37)  
(N<sub>2</sub>=87.62)

Eficiencia de combustión: 70%

Características:

- A) Longitud total: 3.80m
- B) Ancho total: 2.50m
- C) Altura total: 3.65m
- D) Longitud de la base: 3.25m
- E) Ancho de la base: 1.50m

- F) Diámetro: 2.15m
  - G) Altura: 3.52m
  - H) Salida de gases: 0.50m
- Pesos aproximado: 7450Kg





### HOJA DE DATOS TORRE DE DESTILACIÓN

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: DA-1101

Fecha: JUNIO 2012

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Presión: 53.79psig (3.78 Kg/cm<sup>2</sup>g)

(Datos más altos de todo el perfil)

Temperatura: 454.50°F (234.72°C)

Presión: 23.79 psig. (1.67Kg/cm<sup>2</sup>g)

Diámetro: 54in (1.37m)

Altura: 30.26ft (9.22 m)

Caída de presión: 5psi (0.35 Kg/cm<sup>2</sup>)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

A: Plato de alimentación.

B: Reflujo

C: Salida vapor a condensador

D: Vapor de reboiler

E: Salida liquido a reboiler

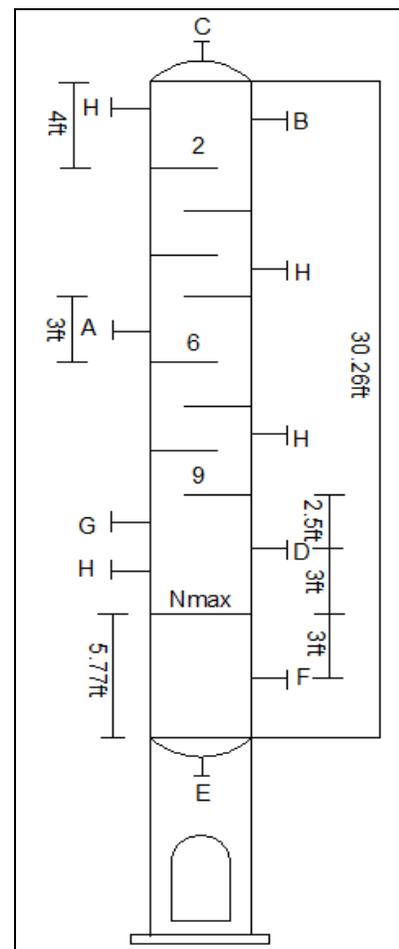
F: Control de nivel.

G: Válvula de seguridad.

H: Entrada hombre.

Material:

Acero al carbón A.S.T.M (cuerpo y platos)



Notas:



### HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FA-103

Fecha: JUNIO 2012

Posición: Horizontal

Condiciones de diseño:	Condiciones de operación:	Espesor del cuerpo: 1/4"
Presión: 49.44psig (3.47 Kg/cm <sup>2</sup> )	Temperatura: 207.70°F (97.61 °C)	Espesor tapas: 3/8"
Volumen: 254.84ft <sup>3</sup> (7.21m <sup>3</sup> )	Presión: 19.44psig (1.36Kg/cm <sup>2</sup> )	Tapas Toriesfericas
	Volumen: 183.33ft <sup>3</sup> (5.19m <sup>3</sup> )	Material: A-285C
		Esfuerzo permisible: 20054psig (1410 Kg/cm <sup>2</sup> )
		T: 344°C (651°F)

Diámetro: 6.50ft (1.98m)

Longitud: 7.68ft (2.34m)

Nmin: 0.50ft (0.15m)

Fluido a manejar: Mezcla (agua, acetonitrilo, acetona)

Nmax: 4.50ft (1.37m)

Densidad: 45.62lb/ft<sup>3</sup> (730.76kg/m<sup>3</sup>)

AAN: 3.70ft (1.12m)

Viscosidad: 0.24 cp

NN: 2.90ft (0.88m)

ABN: 1.50ft (0.45m)

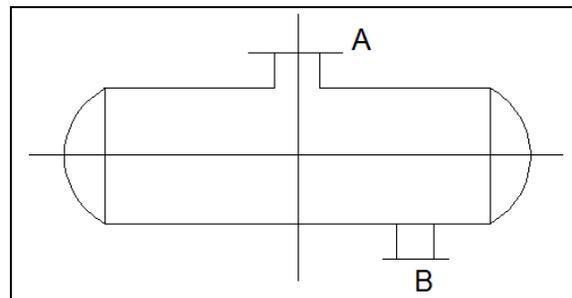
Lugar físico del servicio: Área de proceso

Corrosión por: Ambiente

A: Entrada líquido.

B: Salida liquido

Notas:





HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FB-1104

Fecha: JUNIO 2012

Posición: Horizontal

Condiciones de diseño:	Condiciones de operación:	Espesor del cuerpo: 1/4"
Presión: 54.41psig (3.82 Kg/cm <sup>2</sup> )	Temperatura: 456.73°F (235.95 °C)	Espesor tapas: 1/4"
Volumen: 37.30ft <sup>3</sup> (1.05m <sup>3</sup> )	Presión: 24.41psig (1.71Kg/cm <sup>2</sup> )	Tapas Toriesfericas
	Volumen: 16.83ft <sup>3</sup> (0.47m <sup>3</sup> )	Material: A-285C
		Esfuerzo permisible: 20054psig (1410 Kg/cm <sup>2</sup> )
		T: 344°C (651°F)

Diámetro: 3.00ft (0.91m)

Longitud: 6.70ft (2.04m)

Nmin: 0.50ft (0.15m)

Fluido a manejar: Oxido de estireno

Nmax: 1.5ft (0.45m)

Densidad: 51.59lb/ft<sup>3</sup> (826.39kg/m<sup>3</sup>)

AAN: 1.30ft (0.39m)

Viscosidad: 0.25 cp

NN: 1.1ft (0.33m)

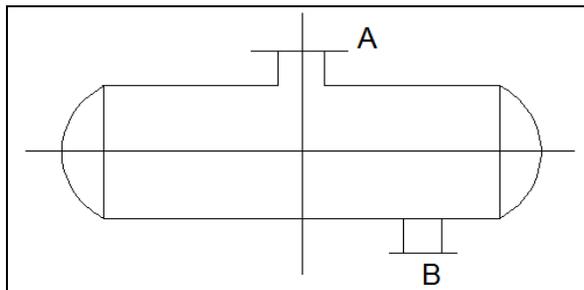
ABN: 0.75ft (0.22m)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

Corrosión por: Ambiente

A: Entrada líquido.

B: Salida liquido.





HOJA DE DATOS REACTOR

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

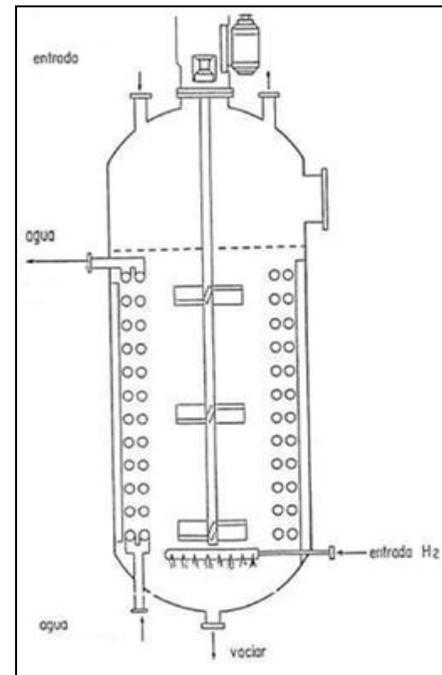
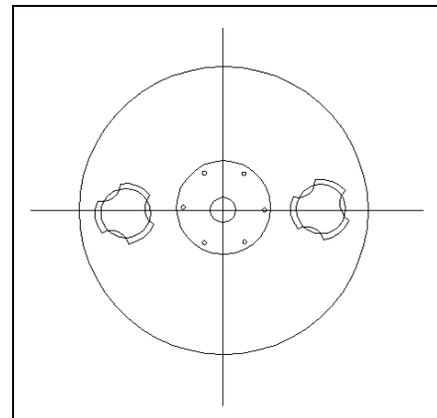
Identificación del equipo: DC-1102

Fecha: JUNIO 2012

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:	Condiciones de operación:
Presión: 27.94 Kg/cm <sup>2</sup> (397.40psig)	Temperatura: 75°C (167°F) máx.
Volumen: 7.70 m <sup>3</sup> (271.92ft <sup>3</sup> )	Presión: 25.83 Kg/cm <sup>2</sup> (367.40psig) máx.
	Volumen: 5.15m <sup>3</sup> (252.50ft <sup>3</sup> )
	Agitación: 1000RPM
Diámetro: 5.77ft (1.75m)	
Altura: 10.40ft (3.17m)	
Lugar físico del servicio: Área de proceso	
Nivel máximo del líquido: 6.93ft (2.11m)	
Corrosión por: Ambiente	
Tiempo de residencia: 1hr	
Calentamiento por resistencia eléctrica 105KW	
Motor para agitación: 40HP (30.00KW)	

Acero al carbón



Fluido a manejar: Mezcla de reacción: Producción de 2-FenilEtanol

Notas:



HOJA DE DATOS RECIPIENTE DE PROCESO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FA-1105

Fecha: 2012

Posición: Horizontal

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Espesor del cuerpo: 1/4"

Presión: 39.48psig (2.68 Kg/cm<sup>2</sup>g)

Temperatura: 167°F (75 °C)

Espesor tapas: 3/8"

Volumen: 237ft<sup>3</sup> (6.71m<sup>3</sup>)

Presión: 9.48psig (9.66Kg/cm<sup>2</sup>g)

Tapas Toriesfericas

Volumen: 182.57ft<sup>3</sup> (5.17m<sup>3</sup>)

Material: A-285C

Esfuerzo permisible: 20054psig (1410 Kg/cm<sup>2</sup>g)

T: 344°C (651°F)

Diámetro: 7.00ft (2.13m)

Longitud: 6.15ft (1.87m)

Nmin: 0.50ft (0.15m)

Fluido a manejar: Mezcla (Ciclohexano, 2-Feniletanol)

Nmax: 5.00ft (1.52m)

Densidad: 45.89lb/ft<sup>3</sup> (735.08kg/m<sup>3</sup>)

AAN: 4.10ft (1.24m)

Viscosidad: 0.48 cp

NN: 3.20ft (0.97m)

ABN: 1.60ft (0.48m)

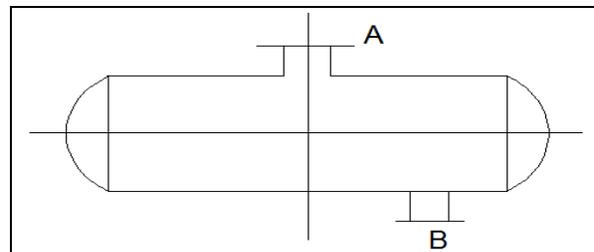
Lugar físico del servicio: Área de proceso

Corrosión por: Ambiente

A: Entrada liquido.

B: Salida liquido.

Notas:





HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR DE CALOR

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: EA-1102

Fecha: 2012

Posición: Horizontal

	Coraza	Tubos
Fluido:	Mezcla solventes	Agua de enfriamiento
Temperatura de Entrada °F(°C):	241 (116.11)	85 (29.44)
Temperatura de Salida °F(°C):	241 (116.11)	120 (48.88)
Presión de Operación psig (Kg/cm <sup>2</sup> g):	20.86 (1.46)	35.55 (2.50)
Densidad lb/pie <sup>3</sup> (Kg/m <sup>3</sup> ):	vapor: 0.398 (6.37); líquido: 45.01 (720.99)	62.5(1001.00)
Viscosidad Centipoise:	vapor: 0.009; líquido: 0.34	0.80
Peso Molecular:	84.19	18.01
No. De Pasos:	1	4
Caída de Presión PSI (Kg/cm <sup>2</sup> ):	0.34 (0.02)	2.35 (0.16)

Calor transferido:  $3.5969 \times 10^6$  Btu/hr ( $0.9064 \times 10^6$  Kcal/hr)

$\Delta t = MLTD = 137.75^\circ F$  ( $58.75^\circ C$ ):

$U_C: 71.53 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ F)$   $U_D: 59.80 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ F)$

Factor de obstrucción  $R_d: 0.0027 (h)(\text{pie}^2)(^\circ F)/(Btu)$

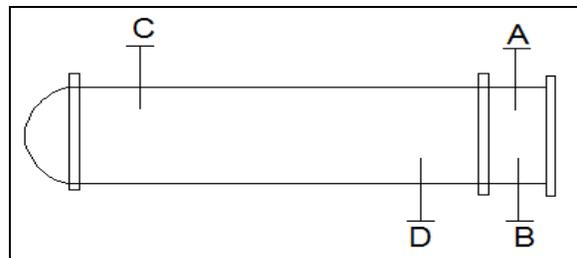
No. De tubos: 278 D.E.  $\frac{3}{4}$ " (19.05mm) BWG: 16 Longitud: 8'-96" (2.43m)

Arreglo: triangular Pitch: 1" (25.40mm)

D.I. coraza in: 21.25" (539.75mm) Material: Acero al carbón A.S.T.M.

A: Entrada de agua. B: Salida de Agua

C: Entrada vapor D: Condensado



Notas:



HOJA DE DATOS RECIPIENTE DE PROCESO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FA-1106

Fecha: 2012

Posición: Horizontal

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Espesor del cuerpo: 1/4"

Presión: 50.85psig (3.57 Kg/cm<sup>2</sup>g)

Temperatura: 207.46°F (97.61 °C)

Espesor tapas: 1/4"

Volumen: 99.40ft<sup>3</sup> (2.81m<sup>3</sup>)

Presión: 20.85psig (1.46Kg/cm<sup>2</sup>)

Tapas Toriesfericas

Volumen: 38.73ft<sup>3</sup> (1.09m<sup>3</sup>)

Material: A-285C

Esfuerzo permisible: 20054psig (1410 Kg/cm<sup>2</sup>)

T: 344°C (651°F)

Diámetro: 4.00ft (1.21m)

Longitud: 7.91ft (2.41m)

Nmin: 0.50ft (0.15m)

Fluido a manejar: Ciclohexano

Nmax: 2.00ft (0.60m)

Densidad: 42.89lb/ft<sup>3</sup> (687.03kg/m<sup>3</sup>)

AAN: 1.70ft (0.51m)

Viscosidad: 0.34 cp

NN: 1.40ft (0.42m)

ABN: 0.875ft (0.26m)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

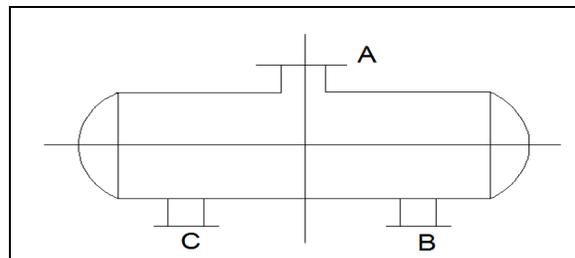
Corrosión por: Ambiente

A: Entrada condensado.

B: Salida condensado.

C: Reflujo a torre

Notas:





HOJA DE DATOS CALENTADOR A FUEGO DIRECTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: BA-1101

Fecha: 2012

Posición:

	Condiciones de entrada	Condiciones de salida
Temperatura °F (°C):	492.74 (255.97)	500.81 (260.45)
Presión de Operación psig (Kg/cm <sup>2</sup> g):	24.84 (1.74)	25.84 (1.817)
Densidad lb/pie <sup>3</sup> (Kg/m <sup>3</sup> ):	47.70 (764.19)	0.47 (7.57)
Viscosidad Centipoise:	0.05	0.011
Peso Molecular:	121.85	121.85
Flujo en fase liquida ft <sup>3</sup> /hr (m <sup>3</sup> /hr):	490.50 (13.89)	
Flujo en fase vapor ft <sup>3</sup> /hr (m <sup>3</sup> /hr):		47980 (1357.54)

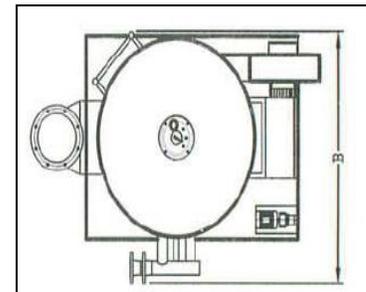
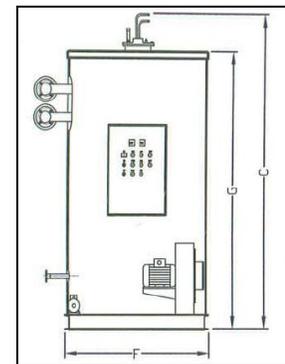
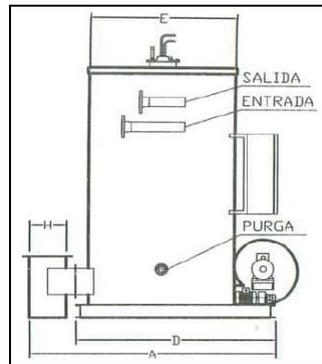
Calor transferido:  $3.9733 \times 10^6$  Btu/hr ( $1.0013 \times 10^6$  Kcal/hr)

CONDICIONES DE COMBUSTIÓN

Tipo de combustible: Gas natural  
 Flujo de combustible: 261.66lb/hr (118.68Kg/hr):  
 Flujo de aire en exceso 2482lb/hr (1126Kg/hr):  
 Flujo de humos húmedos (totales): 4325lb/hr (1961Kg/hr)  
 Composición humos húmedos %: (CO<sub>2</sub>=9.99) (H<sub>2</sub>O=19.25) (N<sub>2</sub>=70.74)  
 Flujo de humos secos: 3783lb/hr (1715Kg/hr)  
 Composición humos húmedos %: (CO<sub>2</sub>=12.37) (N<sub>2</sub>=87.62)  
 Eficiencia de combustión: 70%  
 Características:

- A) Longitud total: 3.30m
- B) Ancho total: 2.00m
- C) Altura total: 2.60m
- D) Longitud de la base: 2.70m
- E) Ancho de la base: 1.20m

- F) Diámetro: 1.75m
- G) Altura: 2.40m
- H) Salida de gases: 0.40m
- Pesos aproximado: 3850Kg





HOJA DE DATOS TORRE DE DESTILACIÓN

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: DA-1101

Fecha: JUNIO 2012

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Presión: 54.84psig (3.85 Kg/cm<sup>2</sup>g)

(Datos más altos de todo el perfil)

Temperatura: 500.81°F (260.45°C)

Presión: 24.84 psig. (1.74Kg/cm<sup>2</sup>g)

Diámetro: 36in (0.91m)

Altura: 21.70ft (6.61 m)

Caída de presión: 5psi (0.35 Kg/cm<sup>2</sup>)

Lugar físico del servicio: Área de proceso

A: Plato de alimentación.

B: Reflujo

C: Salida vapor a condensador

D: Vapor de reboiler

E: Salida liquido a reboiler

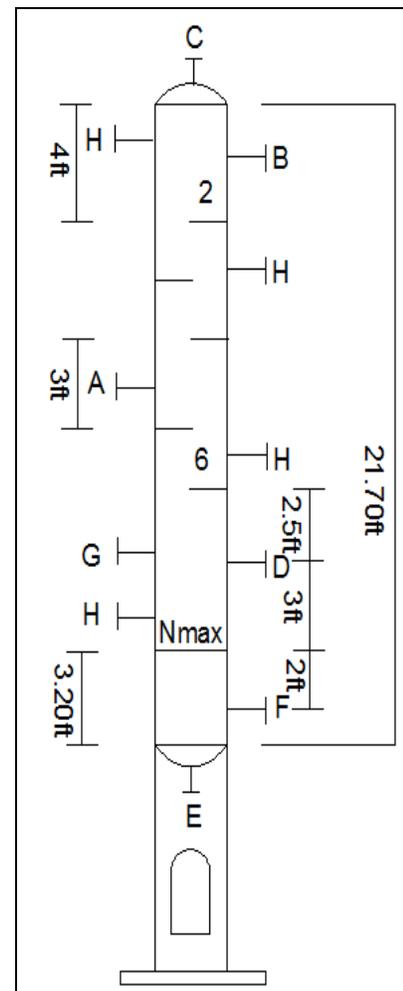
F: Control de nivel.

G: Válvula de seguridad.

H: Entrada hombre.

Material:

Acero al carbón A.S.T.M (cuerpo y platos)



Notas:



HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FA-1107

Fecha: JUNIO 2012

Posición: Horizontal

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Espesor del cuerpo: 1/4"

Presión: 50.85psig (3.57 Kg/cm<sup>2</sup>)

Temperatura: 207.70°F (97.61 °C)

Espesor tapas: 3/8"

Volumen: 290ft<sup>3</sup> (8.21m<sup>3</sup>)

Presión: 20.85psig (1.46Kg/cm<sup>2</sup>)

Tapas Toriesfericas

Volumen: 193.67ft<sup>3</sup> (5.48m<sup>3</sup>)

Material: A-285C

Esfuerzo permisible: 20054psig (1410 Kg/cm<sup>2</sup>)

T: 344°C (651°F)

Diámetro: 7.00ft (2.13m)

Longitud: 7.54ft (2.29m)

Nmin: 0.50ft (0.15m)

Fluido a manejar: Ciclohexano

Nmax: 5.00ft (1.52m)

Densidad: 42.89lb/ft<sup>3</sup> (687.03kg/m<sup>3</sup>)

AAN: 4.1ft (1.24m)

Viscosidad: 0.34 cp

NN: 3.20ft (0.97m)

ABN: 1.62ft (0.49m)

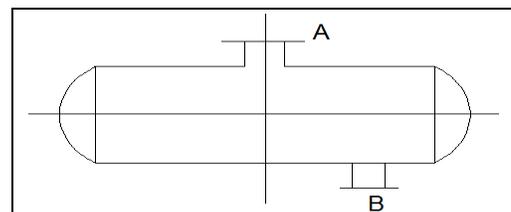
Lugar físico del servicio: Área de proceso

Corrosión por: Ambiente

Notas:

A: Entrada líquido.

B: Salida líquido.





**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN**



**HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR DE CALOR**

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: EA-1103

Fecha: 2012

Posición: Horizontal

	Coraza	Tubos
Fluido:	Mezcla solventes	Agua de enfriamiento
Temperatura de Entrada °F(°C):	500 (260.00)	85 (29.44)
Temperatura de Salida °F(°F):	95 (35)	120 (48.88)
Presión de Operación psig (Kg/cm <sup>2</sup> g):	25.84 (1.81)	35.55 (2.50)
Densidad lb/pie <sup>3</sup> (Kg/m <sup>3</sup> ):	líquido: 62.85 (1006.76)	62.50 (1001.00)
Viscosidad Centipoise:	líquido: 5.28	0.80
Peso Molecular:	122.12	18.01
No. De Pasos:	1	4
Caída de Presión PSI (Kg/cm <sup>2</sup> ):	0.0003 (0.000023)	0.0035 (0.0024)

Calor transferido:  $0.0947 \times 10^6$  Btu/hr ( $0.0239 \times 10^6$  Kcal/hr)

$\Delta t = MLTD = 101.71^\circ F (38.72^\circ C)$ :  $U_C: 14.32 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ F)$   $U_D: 13.73 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ F)$

Factor de obstrucción  $R_d: 0.0027 (h)(\text{pie}^2)(^\circ F)/(Btu)$

No. De tubos: 32 D.E. 1" (25.40mm) BWG: 16 Longitud: 8'-96" (2.43m)

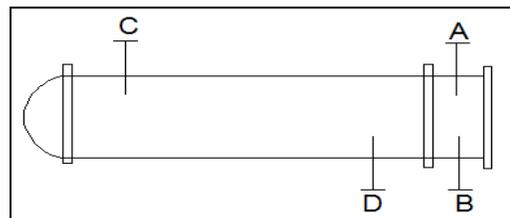
Arreglo: triangular Pitch: 1.25" (31.75mm)

D.I. coraza in: 10" (254mm) Material: Acero al carbón A.S.T.M.

A: Entrada de agua. B: Salida de Agua C: Entrada vapor

D: Condensado

Notas:





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN



HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FB-1101

Fecha: 2012

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> (44.7psig)

Temperatura: 30°C (86°F) máx.

Volumen: 46.06 m<sup>3</sup> (1626.6ft<sup>3</sup>)

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> (14.7psig) máx.

Volumen: 35.80m<sup>3</sup> (1265.3ft<sup>3</sup>)

Diámetro: 4.00m (13.13ft)

Altura: 3.66 m (12ft)

Lugar físico del servicio: Área de materias primas

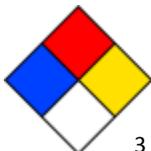
Nivel máximo del líquido: 2.84m (9.31ft)

Corrosión por: Ambiente

Fluido a manejar: Estireno

Densidad: 909 kg/m<sup>3</sup> (56.74Lb/ft<sup>3</sup>)

Viscosidad: 0.762 cp a 20°C



3 inflamable, 2 salud, 2 Reactivo

Notas:

Espesor del cuerpo: 1/4"

Espesor del fondo: 3/8"

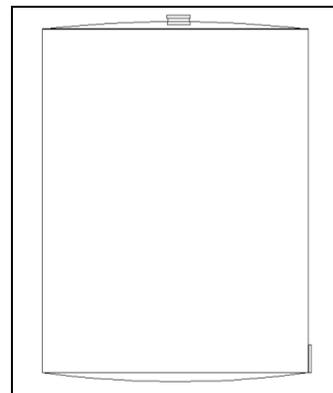
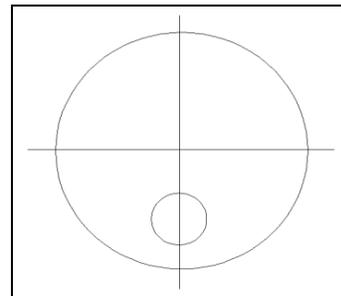
Espesor tapas: 1/4"

Techo cónico autosoportado  $\theta=9.5^\circ$

Material: A-285 C

Esfuerzo permisible 1410 Kg/cm<sup>2</sup> (20054psig)

T: 344°C (651°F)





HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FB-1102

Fecha: 2012

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> (44.7psig)

Volumen: 31.00 m<sup>3</sup> (1094.7ft<sup>3</sup>)

Diámetro: 3.30m (10.82ft)

Altura: 3.66m (12ft)

Lugar físico del servicio: Área de materias primas

Nivel máximo del líquido: 2.50m (8.2ft)

Corrosión por: Por agente almacenado, Ambiente

Condiciones de operación:

Temperatura: 30°C (86°F) máx.

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> (14.7psig) máx.

Volumen: 19.60 m<sup>3</sup> (692.1ft<sup>3</sup>)

Espesor del cuerpo: 1/4"

Espesor del fondo: 3/8"

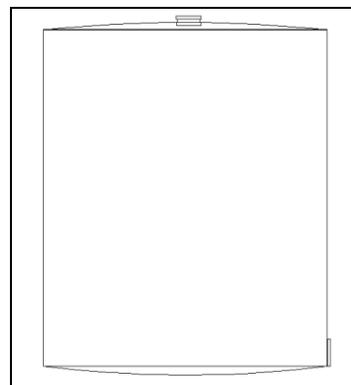
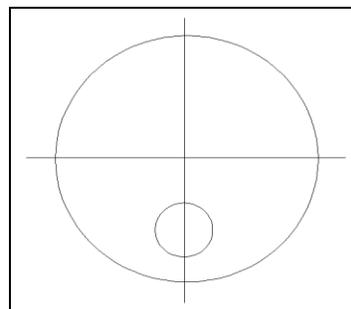
Espesor tapas: 1/4"

Techo cónico autosoportado  $\theta=9.50^\circ$

Material: Acero Inoxidable 304

Esfuerzo permisible 1322 Kg/cm<sup>2</sup> (18800psig)

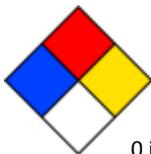
T: 482°C (900°F)



Fluido a manejar: Peróxido de hidrogeno al 50%p/p

Densidad: 1019 kg/m<sup>3</sup> (63.61lb/ft<sup>3</sup>)

Viscosidad: 1.17 cp a 20°C



0 inflamable, 3 salud, 3 Reactivo, Oxidación.

Notas:



HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FB-1103

Fecha: 2011

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> (44.7psig)

Volumen: 18.00 m<sup>3</sup> (635.66ft<sup>3</sup>)

Diámetro: 2.74m (8.98ft)

Altura: 3.05m (10ft)

Lugar físico del servicio: Área de materias primas

Nivel máximo del líquido: 2.10m (6.88)

Corrosión por: Ambiente

Condiciones de operación:

Temperatura: 30°C (86°F) máx.

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> (14.7psig) máx.

Volumen: 11.60 m<sup>3</sup> (409.65ft<sup>3</sup>)

Espesor del cuerpo: 1/4"

Espesor del fondo: 3/8"

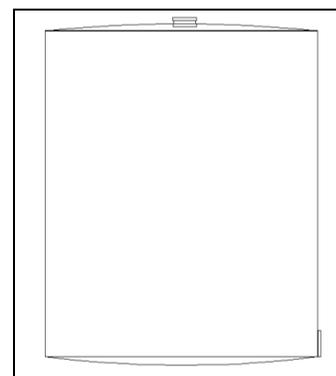
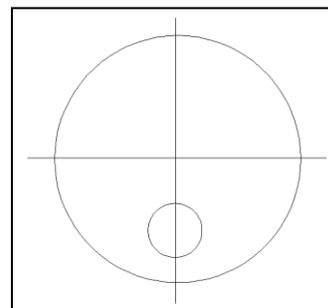
Espesor tapas: 3/16"

Techo cónico autosoportado  $\theta=9.50^\circ$

Material: A-285 C

Esfuerzo permisible 1410 Kg/cm<sup>2</sup> (20054psig)

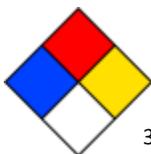
T: 344°C (651°F)



Fluido a manejar: Acetona

Densidad: 791 kg/m<sup>3</sup> (49.38lb/ft<sup>3</sup>)

Viscosidad: 0.32 cp a 20°C



3 inflamable, 1 salud, 0 Reactivo

Notas:



HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FB-1104

Fecha: 2011

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> (44.7psig)

Volumen: 18.54 m<sup>3</sup> (654.73ft<sup>3</sup>)

Diámetro: 2.77m (9.08ft)

Altura: 3.05m (10ft)

Lugar físico del servicio: Área de materias primas

Nivel máximo del líquido: 2.20m (7.21ft)

Corrosión por: Ambiente

Condiciones de operación:

Temperatura: 30°C (86°F) máx.

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> (14.7psig) máx.

Volumen: 12.13 m<sup>3</sup> (428.36ft<sup>3</sup>)

Espesor del cuerpo: 1/4"

Espesor del fondo: 3/8"

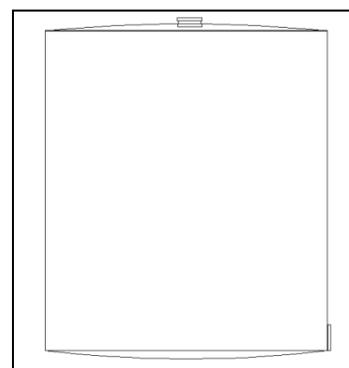
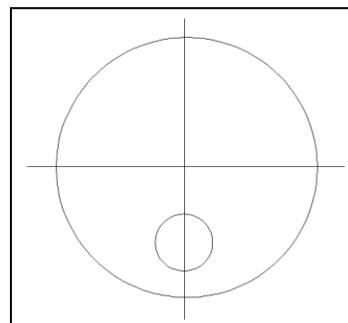
Espesor tapas: 3/16"

Techo cónico autosoportado  $\theta=9.50^\circ$

Material: A-285 C

Esfuerzo permisible 1410 Kg/cm<sup>2</sup> (20054psig)

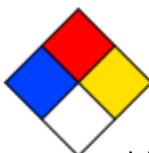
T: 344°C (651°F)



Fluido a manejar: Acetonitrilo

Densidad: 786 kg/m<sup>3</sup> (49.06lb/ft<sup>3</sup>)

Viscosidad: 0.39cp a 20°C



3 inflamable, 2 salud, 0 Reactivo

Notas:



HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FB-1105

Fecha: 2012

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> (44.7psig)

Temperatura: 30°C (86°F) máx.

Volumen: 44.37 m<sup>3</sup> (1566.91ft<sup>3</sup>)

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> (14.7psig) máx.

Volumen: 33.80 m<sup>3</sup> (1193.63ft<sup>3</sup>)

Diámetro: 3.93m (12.89ft)

Altura: 3.66m (12ft)

Lugar físico del servicio: Área de materias primas

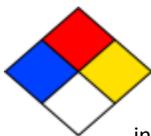
Nivel máximo del líquido: 2.80m (9.18ft)

Corrosión por: Ambiente

Fluido a manejar: Ciclohexano

Densidad: 779 kg/m<sup>3</sup> (48.63 lb/ft<sup>3</sup>)

Viscosidad: 1.10 cp a 20°C



3 inflamable, 1salud, 0 Reactivo

Notas:

Espesor del cuerpo: 1/4"

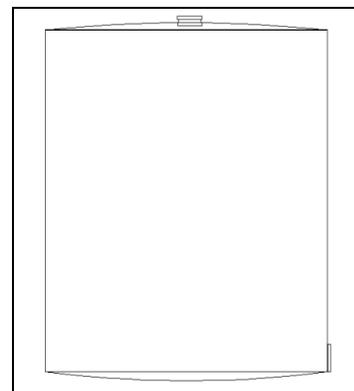
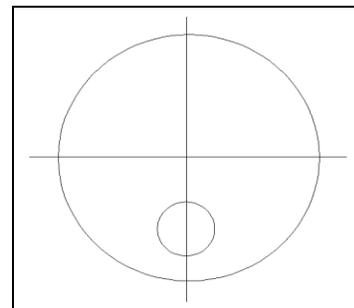
Espesor del fondo: 3/8"

Espesor tapas: 1/4"

Techo cónico autosoportado  $\theta=9.5^\circ$

Material: A-285 C

Esfuerzo permisible 1410 Kg/cm<sup>2</sup> (20054psig)  
T: 344°C (651°F)





HOJA DE DATOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Proyecto: PRODUCCIÓN 2-FENILETANOL

Identificación del equipo: FB-1106

Fecha: 2012

Posición: VERTICAL

Condiciones de diseño:

Condiciones de operación:

Presión: 3.14 Kg/cm<sup>2</sup> (44.7psig)

Temperatura: 35°C (86°F) máx.

Volumen: 46.06 m<sup>3</sup> (1626.6ft<sup>3</sup>)

Presión: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> (14.7psig) máx.

Volumen: 35.80m<sup>3</sup> (1265.3ft<sup>3</sup>)

Espesor del cuerpo: 1/4"

Espesor del fondo: 3/8"

Espesor tapas: 1/4"

Techo cónico autosoportado  $\theta=9.5^\circ$

Material: A-285 C

Esfuerzo permisible 1410 Kg/cm<sup>2</sup> (20054psig)

T: 344°C (651°F)

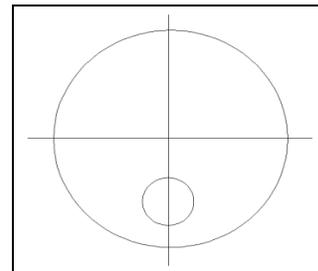
Diámetro: 4.00m (13.13ft)

Altura: 3.66 m (12ft)

Lugar físico del servicio: Área de materias primas

Nivel máximo del líquido: 2.84m (9.31ft)

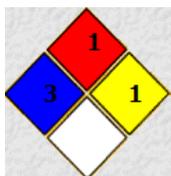
Corrosión por: Ambiente



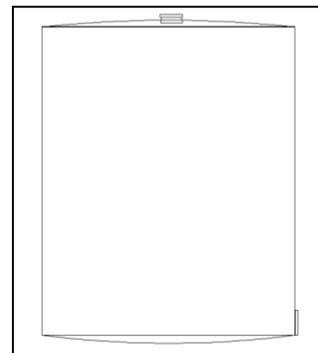
Fluido a manejar: 2-Feniletanol

Densidad: 1020 kg/m<sup>3</sup> (63.67Lb/ft<sup>3</sup>)

Viscosidad: 9.20 cp a 20°C



1 inflamable, 3 salud, 1 Reactivo



Notas:

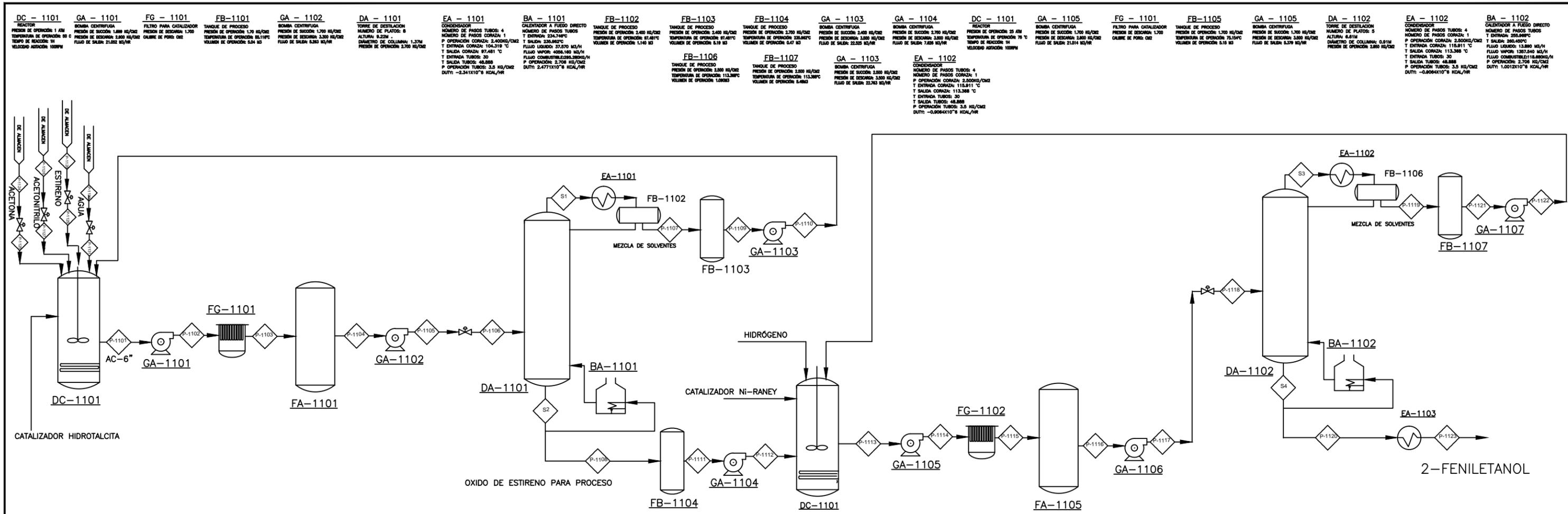


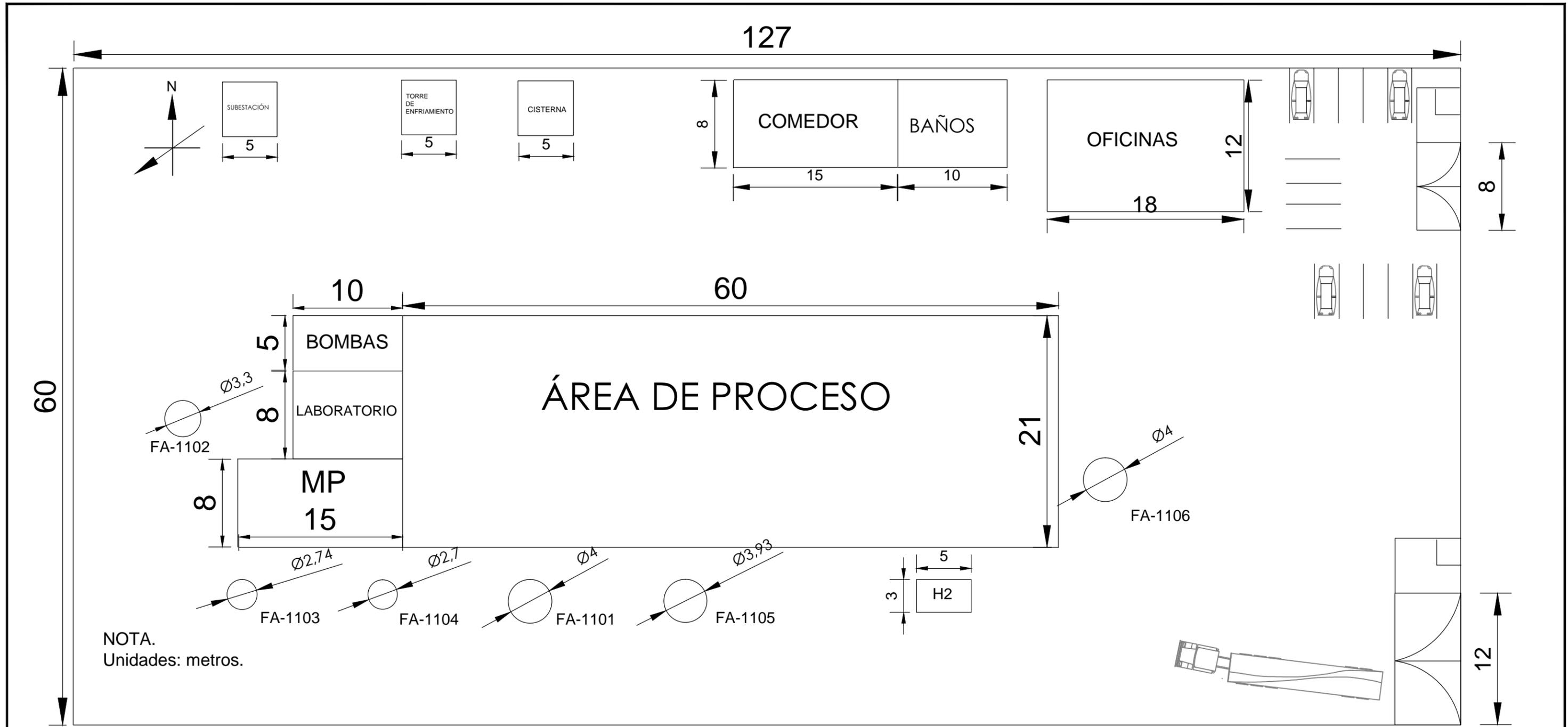
TABLA DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

FASE	P-1101	P-1102	P-1103	P-1104	P-1105	P-1106	P-1107	P-1108	S1	S2	P-1109	P-1110	P-1111	P-1112	P-1113	P-1114	P-1115	P-1116	P-1117	P-1118	P-1119	P-1120	P-1121	P-1122	P-1123	S3	S4	
TEMPERATURA C	55.000	55.116	55.116	55.116	55.194	55.194	97.481	235.962	104.319	234.746	97.481	97.593	236.000	236.078	75.000	75.154	75.154	75.154	75.289	75.289	113.368	260.450	113.368	113.492	35.000	115.911	255.968	
PRESION KG/CM2	1.699	2.900	1.700	1.700	3.300	2.600	2.400	2.750	2.400	2.700	2.400	3.500	2.750	3.500	1.700	2.900	1.700	1.700	3.500	2.800	2.500	2.850	2.500	2.850	2.500	2.800	2.780	
FLUJO M3/HR	21.048	21.052	21.052	5.262	5.263	5.263	5.208	0.477	3948.298	37.576	22.521	22.525	7.626	7.626	21.509	21.514	21.514	5.377	5.379	5.379	5.484	0.243	22.758	22.763	0.184	1771.343	13.889	
COMPOSICION																												
CH3CN	0.271	0.271	0.271	0.271	0.271	0.271	0.280	0.000	0.280	0.000	0.280	0.280	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH3H6O	0.339	0.339	0.339	0.339	0.339	0.339	0.350	0.000	0.350	0.000	0.350	0.350	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2O	0.356	0.356	0.356	0.356	0.356	0.356	0.368	0.000	0.368	0.001	0.368	0.368	0.000	0.000	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.000	0.009	0.000	0.000	0.009	0.000	0.014	
C8H8O	0.032	0.032	0.032	0.032	0.032	0.032	0.000	0.990	0.000	0.982	0.000	0.000	0.991	0.991	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C8H8	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.004	0.001	0.001	0.001	0.001	0.966	0.966	0.966	0.966	0.966	0.966	0.999	0.001	0.999	0.999	0.001	0.999	0.008	
H2O2	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.013	0.001	0.001	0.001	0.008	0.033	0.033	0.033	0.033	0.033	0.033	0.001	0.990	0.001	0.001	0.990	0.001	0.978	
C6H12																												
C8H10O																												
PESO MOLECULAR	41.178	41.178	41.178	41.178	41.178	41.178	38.563	119.385	38.563	118.858	38.591	38.591	119.444	119.444	85.438	85.438	85.438	85.438	85.438	85.438	84.196	122.122	84.199	122.122	84.199	122.122	84.196	121.852
ENTALPIA KCAL/KG	32.476	32.546	32.546	32.546	32.593	32.593	60.116	113.223	265.176	112.650	60.166	113.234	113.276	34.112	34.189	34.189	34.189	34.189	34.256	34.256	53.942	145.956	53.946	54.015	16.920	134.132	143.023	
CP KCAL/KG C	0.606	0.606	0.606	0.606	0.606	0.606	0.631	0.548	0.269	0.548	0.631	0.548	0.548	0.495	0.496	0.496	0.496	0.496	0.496	0.496	0.551	0.625	0.551	0.551	0.496	0.366	0.625	
DENSIDAD KG/M3	798.166	798.037	798.037	798.037	797.952	797.952	730.792	826.486	2.892	827.846	730.985	730.844	826.501	826.412	735.086	734.934	734.934	734.934	734.801	734.801	687.028	760.348	687.042	686.909	1006.884	6.381	764.191	
T. SUPER. DINA/CM	38.379	38.361	38.361	38.361	38.350	38.350	32.180	15.443	N/A	15.666	32.184	32.168	15.429	15.421	19.143	19.125	19.125	19.125	19.109	19.109	14.403	11.589	14.403	14.39	36.829	N/A	11.96	
K KCAL/HR M C	0.141	0.141	0.141	0.141	0.141	0.141	0.139	0.078	0.016	0.078	0.139	0.139	0.078	0.078	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.094	0.088	0.094	0.094	0.137	0.017	0.089	
VISCOSIDAD CP	0.376	0.375	0.375	0.375	0.375	0.375	0.241	0.251	0.010	0.251	0.241	0.241	0.251	0.251	0.484	0.483	0.483	0.483	0.482	0.482	0.340	0.052	0.34	0.339	5.283	0.009	0.056	

REVISIONES				DIBUJOS DE REFERENCIA				AUTORIZO				PROYECTO:			
C. P.	FECHA	MCA.	DESCRIPCION	FECHA	POR	Vo.Bo.	NUM.	DESCRIPCION	DIBUJO	REVISO	VERIFICO	APROBO	LOCALIZACION	PLANO No.	REV.
								DIAGRAMA DE BLOQUES (V.2.2.)						002	







REVISIONES				BIBLIOTECA DE REFERENCIA				AUTORIZADO			PROYECTO:		
C.P.	FECHA	DESCRIPCIÓN	U.C.M.	FOR	U.C.B.	NUM.	DESCRIPCIÓN	DIBUJO	TRAZO	ARTISTAS	ESCALA	PROYECTO:	PLANTA
							LOCALIZACIÓN GENERAL DE EQUIPOS (V.5.3.)					PRODUCCIÓN DE 2-FENILETANOL	
												MEXICO	ESTADO DE MEXICO
												V.5.4. LOCALIZACIÓN GENERAL DE PLANTA	
												2-FENILETANOL	
												005	

**V.5.5. Flujo de materias prima dentro de la planta.**



**V.5.6. Memoria de cálculo dimensionamiento de tuberías (línea P-1101)**

Utilizando velocidades permisibles para succión de bombas de (55°C temperatura de línea) 3"-8" rango de velocidad 2-4 ft/seg (IMP criterios para dimensionamiento de tuberías)

**TABLA V-38. Datos técnicos de las tuberías. (7)**

La línea que se muestra como ejemplo es la P-1101

Los datos necesarios:

$$w = 37037 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{ y}$$

$$\rho = 49.82 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

1.- Se propone una velocidad permisible

$$v = 3 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

2.-Cálculo de diámetro interno.

$$\left( (0.0509) * \frac{w}{\rho * v} \right)^{0.5} = 3.55 \text{ in}$$

3.-Con el dato anterior y utilizando la tabla V-

38 seleccionamos un diámetro nominal con un diámetro interno que sea igual o semejante al calculado en el paso anterior.

Diámetro nominal 3 1/2" cedula 40  $d = 3.548 \text{ in}$

4.-Cálculo de flujo volumétrico.

$$F = \frac{w}{\rho} * \frac{1}{3600} = 0.20 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

5.- Cálculo de velocidad real.

$$v_r = 183.3 * \left( \frac{F}{d^2} \right) = 3.00 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

Comparando el dato de velocidad real con el de velocidad propuesta, si existe una coincidencia cercana o igual entre estos dos datos tenemos la tubería que necesitamos. Cuando no existe cierta coincidencia modificamos la velocidad permisible y repetimos el procedimiento.

B-14. Datos técnicos de las tuberías (continuación)														
Aceros al carbón. Aceros inoxidables														
Medida nominal de la tubería (pulgadas)	Diámetro exterior D.E. (pulgadas)	Identificación			Espesor de pared (pulgadas)	Diámetro interior (pulgadas)	Área metálica (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal		Momento de inercia I (pulgadas <sup>4</sup> )	Peso de la tubería (libras por pie)	Peso de agua (libras por pie de tubería)	Superficie externa (pies cuadrados por pie de tubería)	Módulo de sección $\left( 2 \frac{I}{D.E.} \right)$
		Medida Tubería de hierro	Número de cedula	Número de cedula en acero inoxidable				a (pulgadas)	A (pies cuadrados)					
3 1/2	1.000	...	...	5S	.083	3.834	1.021	11.545	.08014	1.960	3.48	5.00	1.047	9.799
		...	...	10S	.120	3.760	1.463	11.104	.07711	2.755	4.97	4.81	1.047	1.378
		STD	40	40S	.226	3.548	2.680	9.886	.0870	4.788	9.11	4.29	1.047	2.394
		XS	80	80S	.318	3.364	3.078	n. nnn	.06170	6.280	12.50	3.84	1.047	3.140
		...	...	5s	.083	4.334	1.152	14.75	.10245	2.810	3.92	6.39	1.178	1.249
		...	...	10S	.120	4.260	1.651	14.25	.09898	3.963	5.61	6.18	1.178	1.761
4	1.500	...	...	5s	.083	4.334	1.152	14.75	.10245	2.810	3.92	6.39	1.178	1.249
		...	...	10S	.120	4.260	1.651	14.25	.09898	3.963	5.61	6.18	1.178	1.761
		STD	40	40S	.237	4.026	3.174	12.73	.08840	7.233	10.79	5.50	1.178	3.214
		XS	80	80S	.337	3.826	4.407	11.50	.07986	9.610	14.98	4.58	1.178	4.271
		...	120	...	.438	3.624	3.795	10.31	.0716	11.65	19.00	4.47	1.178	5.178
		...	160	...	.531	3.438	6.621	9.28	.0645	13.27	22.51	4.02	1.178	5.898
5	3.563	...	...	...	.674	3.152	8.101	7.80	.0542	15.28	27.54	3.38	1.178	6.791
		...	...	5S	.109	5.345	1.868	22.44	.1558	6.947	6.36	0.72	1.456	2.458
		...	...	10S	.134	5.295	2.285	22.02	.1529	8.425	7.77	9.54	1.456	3.029
		STD	40	40S	.258	5.047	4.300	20.01	.1390	15.16	14.62	8.67	1.456	5.451
		XS	80	80S	.375	4.813	6.112	18.19	.1263	20.67	20.78	1.88	1.456	7.431
		...	120	...	.500	4.563	7.953	16.35	.1136	25.73	27.04	7.09	1.456	9.250
6	6.625	...	...	...	.625	4.313	9.696	14.61	.1015	30.03	32.96	0.33	1.456	10.796
		...	...	...	.750	4.063	11.340	12.07	.0901	33.63	38.55	8.61	1.456	12.090
		...	...	5S	.109	6.407	2.231	32.23	.2229	11.85	7.60	13.97	1.734	3.576
		...	...	10s	.134	6.357	2.733	31.74	.2204	14.40	9.29	13.75	1.734	4.346
		STD	40	40S	.280	6.065	5.581	28.89	.2006	28.14	18.97	12.51	1.734	8.496
		XS	80	80S	.432	5.761	8.405	26.07	.1810	40.49	28.57	11.29	1.734	12.22
6	6.625	...	120	...	.562	5.501	10.70	23.77	16.50	49.61	36.39	10.30	1.734	14.98
		...	160	...	.719	5.187	13.32	21.13	14.69	58.97	45.35	9.16	1.734	17.81

## V.6.0 SERVICIOS AUXILIARES.

### V.6.1 Servicio agua de enfriamiento.

Para definir el flujo de agua requerido en el proceso se realiza el siguiente análisis:

Al realizar el diseño de los intercambiadores definimos la cantidad de agua para poder lograr las condiciones de operación durante el proceso (V.2.4.3., V.3.6.), por lo tanto definimos las características del agua de enfriamiento a 29.44°C (85°F) a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> (50.76 PSIA) con temperatura de salida de 48.88°C (120°F) con estos datos obtuvimos el flujo de agua en los intercambiadores:

<b>TABLA V-38. Flujo de agua en intercambiadores.</b>			
	Lb/hr	Kg/hr	L/min
<b>EA-1101</b>	265429.00	120397.00	2027.00
<b>EA-1102</b>	102768.00	46615.00	784.00
<b>EA-1103</b>	2706.00	1227.00	21.00
<b>TOTAL</b>			2832.00

Utilizando el simulador podemos definir el flujo de agua requerido para lograr las condiciones de reacción :

DC-1101.

$$w_{agua} = \frac{Q}{C_p * \Delta t_{agua}} = \frac{403200 \text{ BTU/hr}}{(1 \text{ BTU/Lb}^\circ\text{F})(120^\circ\text{F} - 85^\circ\text{F})} = 11520.00 \text{ lb/hr}$$

DC-1102

$$w_{agua} = \frac{Q}{C_p * \Delta t_{agua}} = \frac{298800 \text{ BTU/hr}}{(1 \text{ BTU/Lb}^\circ\text{F})(120^\circ\text{F} - 85^\circ\text{F})} = 8537.00 \text{ lb/hr}$$

<b>TABLA V-39. Flujo de agua en reactores</b>			
	Lb/hr	Kg/hr	L/min
<b>DC-1101</b>	11520.00	5226.00	88.00
<b>DC-1102</b>	8537.00	3873.00	65.00
<b>Total</b>			153.00

$$TOTAL = 2832 + 153 = 2985.00 \text{ L/min}$$

El resultado anterior nos permite cotizar el equipo adecuado para nuestro proceso.

Torre de enfriamiento en fibra de vidrio (CT-1101).

Tipo de paquete:

CISTERNA	INCLUIDA
NUM. DE CELDAS	1 (UNA)

CAPAS DE RELLENO	3 (TRES)
GASTO DE AGUA	1000GPM (3785 L/min)
TEMP. DE AGUA DE ENTRADA	50°C
TEMP. DE AGUA SALIDA	30°C MIN
TEMP. DE BULBO HUMEDO	17°C
LUGAR DE OPERACION	Tepozotlan Edo. MEX.

Ventilador cuerpo y cisterna.

MOTOR.

Velocidad: 850RPM

Potencia: 15HP

Dimensiones.

Peso: 1800 Kg

Largo: 3 m

Ancho: 2.4 m

Alto: 3.9 m

Valor de equipo 382,000.00 \$MN

Proveedor: Rellenos industriales S.A C.V.

Al tener las condiciones del agua de enfriamiento requeridas se tiene  $3.5\text{Kg}/\text{cm}^2$  con una temperatura de entrada de  $50^\circ\text{C}$  y temperatura de salida de  $30^\circ\text{C}$  podemos utilizar el simulador para determinar la potencia de la bomba para poder suministrar un gasto de  $3000\text{L}/\text{min}$ .

Potencia de bomba de suministro de agua de enfriamiento: 24.27KW



IMAGEN V-1. Torre de enfriamiento.

## V.6.2. Energía Eléctrica

Es aquí donde definiremos la subestación eléctrica necesaria para los equipos instalados.

**TABLA V-40. Potencia en reactores.**

	Resistencia KW	Motor agitación KW	
<b>DC-1101</b>	90.00	23.00	
<b>DC-1102</b>	105.00	30.00	
<b>DC-1103</b>	20.00	2.23	TOTAL kW
<b>TOTAL</b>	215.00	55.23	<b>270.23</b>

Si bien cierto el resultado presente en la tabla V-40 nos muestra los KW requeridos en reactores las subestaciones eléctricas están definidas en unidades KVA.

Resistencias de calentamiento consideramos un factor de potencia de 0.85 por lo tanto tenemos:

$$\frac{KW}{F.P.} = KVA \qquad \frac{270.23}{0.85} = 317.91KVA$$

Las bombas utilizadas en el proceso (ver diagrama de flujo de proceso) presentan potencias obtenidas en el simulador, la eficiencia propuesta es del 40%.

PRO/II - Pump

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: GA-1101 Description:

Product Stream: P-1102 Thermodynamic System: Default (WILS01)

Pressure Specification

Outlet Pressure: 2.9000 kg/cm<sup>2</sup> Efficiency: 40.00 Percent

Pressure Rise: 0.00000 kg/cm<sup>2</sup>

Pressure Ratio:

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Data Review Window - Pump - 'GA-1101'

Property	Value	Units
Pump Name	GA-1101	
Pump Description		
Pressure Gain	1.2000	kg/cm <sup>2</sup>
Head	15.0447	m
Work	1.7201	kW

Pump Unit Copy Close

Exit the window without saving any data

- Para el caso de motores chicos de 0-7HP se considera un 200% más del valor de potencia.
- Para el caso de motores de 7.5-25 HP se considera un 165% más del valor de potencia.
- Para el caso de motores grandes mayores a 25 HP se considera un 140% más del valor de potencia.

<b>TABLA V-41. Potencia de motores en equipos</b>		
	Motor KW	Motor KVA
<b>GD-1101</b>	2.2	6.60
<b>GA-1101</b>	1.72	5.16
<b>GA-1102</b>	0.57	1.71
<b>GA-1103</b>	1.68	5.04
<b>GA-1104</b>	0.38	1.14
<b>GA-1105</b>	1.75	5.25
<b>GA-1106</b>	0.65	1.95
<b>GA-1107</b>	1.54	4.62
<b>CT-1101</b>	11.18	18.447
<b>Ventilador.</b>		
<b>CT-1101</b>	24.27	33.98
<b>Bomba.</b>		
<b>Total</b>	45.94	83.90

$$KVA_{INSTAL} = 317.91 + 83.90 = 401.81KVA$$

$$KVA_{SUBES} = (KVA_{INSTAL})(FACTOR DE DEMANDA) + (20 - 30\%)(KVA_{INSTAL})$$

$$FAC. DE DEMANDA = 0.9$$

$$KVA_{SUBES} = (401.81)(0.9) + (0.25)(401.81) = 462KVA$$

**Proveedor PROLEC GE valor 300,000.00\$MN**

TABLA V-42. Características subestación eléctrica.												
Voltios alta tensión	Voltios baja tensión	DIMENSIONES mm.										
		KVA	A	B	C	D	E	F	G	H	I	PESO
13200	220 o 440	500	2350	1790	1380	1180	1180	1090	520	1060	1060	2570

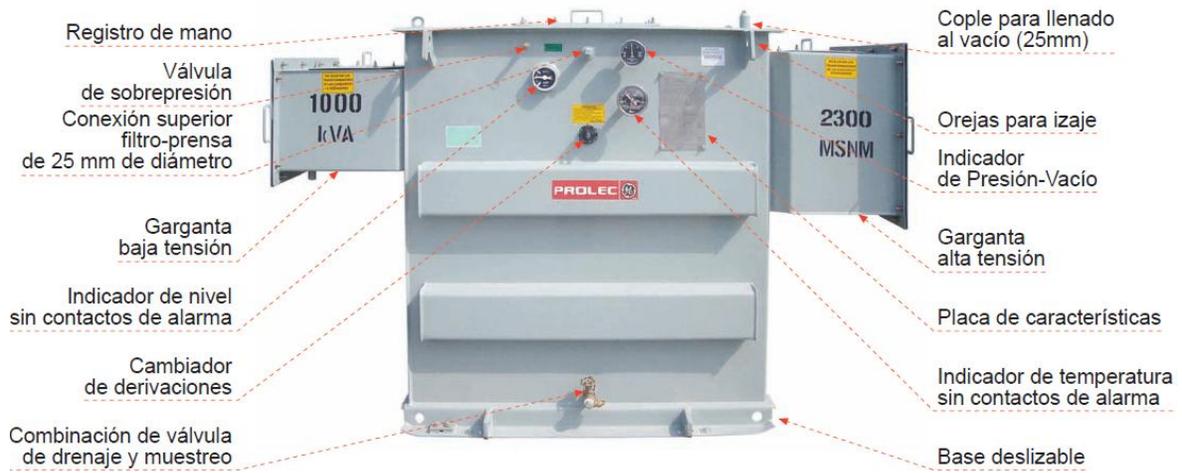


IMAGEN V-2. Subestación eléctrica.

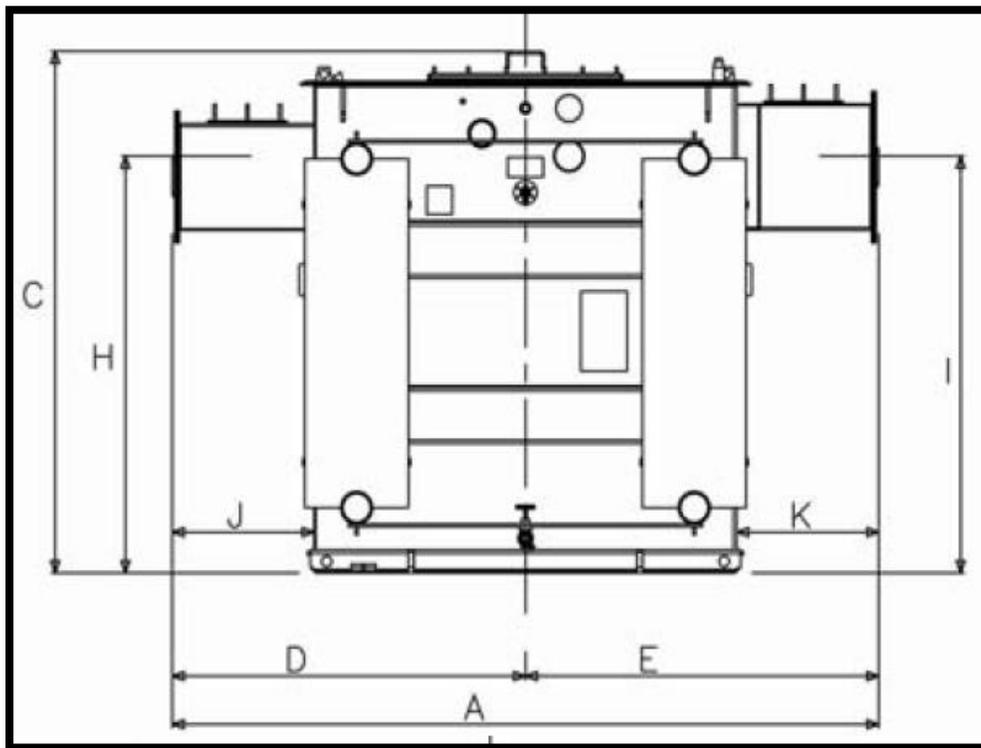


DIAGRAMA V-17. Dimensiones subestación eléctrica.

## VI. ESTUDIO ECONÓMICO.

### VI.1.0 PLAN GLOBAL DE INVERSIONES.

#### A) Inversiones fijas.

##### 1.- Terreno.

Al realizar la investigación referente al terreno que cumpliera con las dimensiones y características planteadas en (diagrama distribución de planta) se tomaron en cuenta distintos factores que determinaron la ubicación, entre ellos podemos mencionar la posición geográfica para el suministro de materias primas, el mercado al cual se pretende abastecer, vías de comunicación, servicios, clima y desde luego el valor del terreno, al evaluar lo anterior se decidió la ubicación en el municipio de Tepetzotlan Estado México.

Tepetzotlán se localiza en la parte norte del Estado de México, y al noreste de la ciudad de Toluca, a una altura de 2 250 metros sobre el nivel del mar. Limita al norte con los municipios de Huehuetoca y Coyotepec; al sur con Cuautitlán Izcalli y Nicolás Romero; al oriente con Coyotepec, Teoloyucan y Cuautitlán Izcalli, y al oeste con Villa del Carbón. Se ubica a 115 Km. al noreste de la ciudad de Toluca, capital del estado, por la carretera número 51 México – Querétaro y a 45 Km. del Distrito Federal.

Los recursos hidrológicos más importantes son la presa de La Concepción con capacidad de 12, 500, 000 m<sup>3</sup> de la que derivan los ríos Hondo de Tepetzotlán y el canal de la Margen Izquierda (Zanja Real).

El clima en el municipio es templado subhúmedo con lluvias principalmente en verano y heladas en invierno. La temperatura media es de 16°C, la máxima extrema de 30°C y la mínima extrema es de 3.3°C. Los vientos dominantes soplan del noreste al oeste.

El terreno está ubicado en la colonia San Mateo Xoloc Tepetzotlan tiene una barda perimetral con colindancias, 61 metros de ancho, cuenta con servicios agua, luz, drenaje, líneas telefónicas, gas natural, calle de concreto.



IMAGEN VI-1. Ubicación.

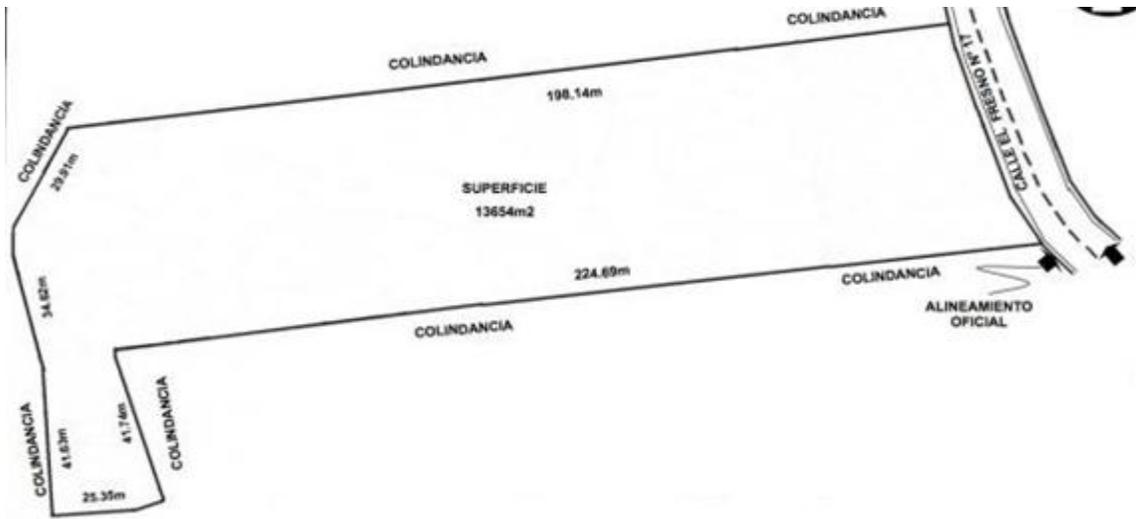


FIGURA VI-1. Dimensiones.

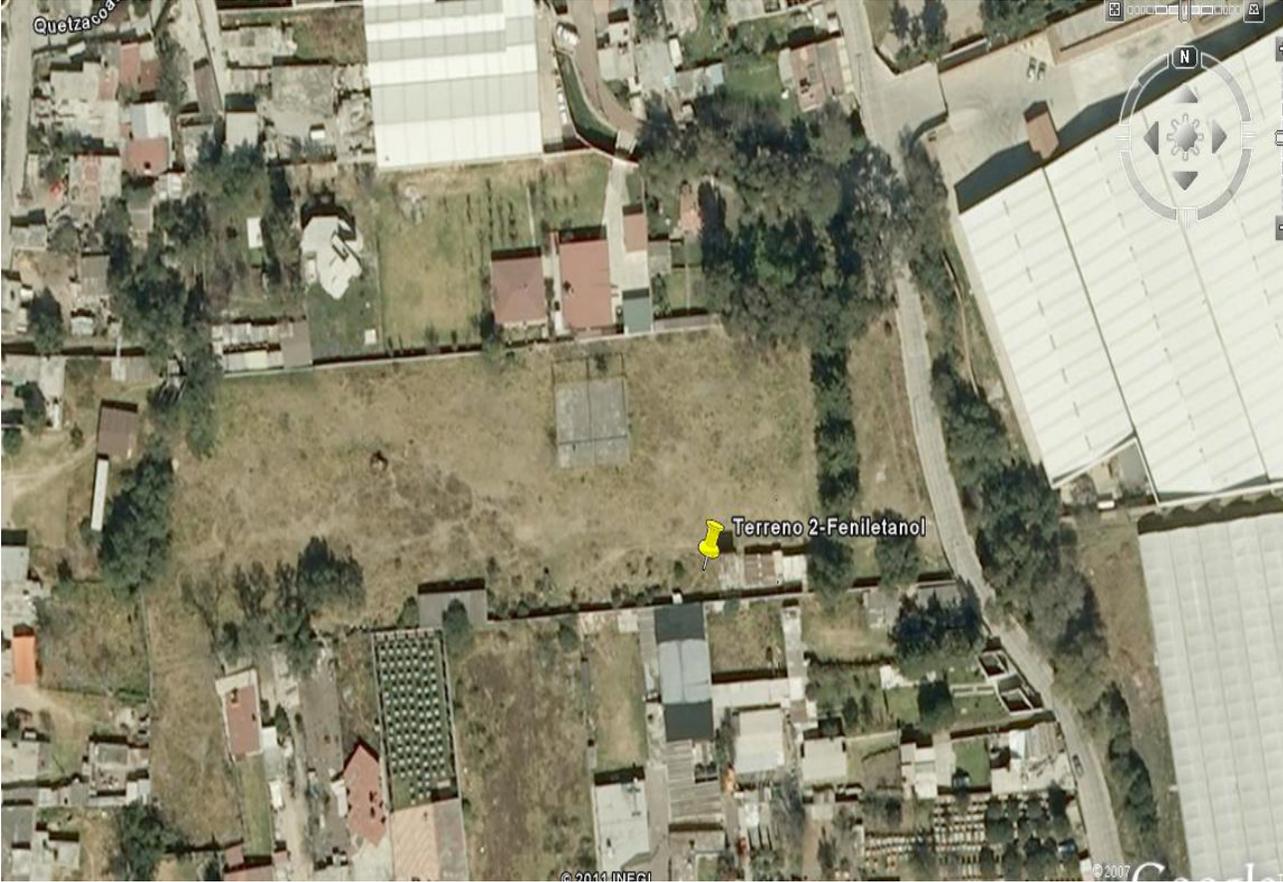


IMAGEN VI-2. Satélite.

Valor de terreno 7,480,000.00 \$MN

2.- Edificios y construcciones complementarias.

El valor de este rubro surge de los metros cuadrados correspondientes a las distintas áreas del diagrama de distribución de la planta así pues tenemos lo siguiente:

*metros cuadrados de edificio \* valor por metro cuadrado de construcción*

$$1951m^2 * 4000\$MN = 7,804,000.00 \$MN$$

3.-

<b>TABLA VI-1. Maquinaria y equipo.</b>	
<b>MAQUINARIA Y EQUIPO</b>	<b>Valor (miles \$MN)</b>
<b>Tanques de almacenamiento</b>	
FB-1101	190.00
FB-1102	425.00
FB-1103	102.00
FB-1104	104.00
FB-1105	185.00
FB-1106	190.00
<b>Tanques de proceso</b>	
FA-1101	84.00
FA-1102	71.00
FA-1103	85.00
FA-1104	63.00
FA-1105	84.00
FA-1106	74.00
FA-1107	85.00
<b>Intercambiadores de calor</b>	
EA-1101	638.00
EA-1102	568.00
EA-1103	429.00
<b>Reactores</b>	
DC-1101	800.00
DC-1102	1150.00
DC-1103	130.00
<b>Mezclador</b>	
GD-1101	80.00
<b>Quemadores a fuego directo</b>	
BA-1101	1100.00
BA-1102	750.00
<b>Torres de destilación</b>	
DA-1101	760.00
DA-1102	550.00
<b>Filtros</b>	
FG-1101	35.00

FG-1102	35.00
<b>Torre de enfriamiento</b>	
CT-1101	382.00
<b>Subestación eléctrica</b>	
ES-1101	300.00
<b>TOTAL</b>	<b>9449.00</b>

**C) Capital de trabajo.**

**TABLA VI-2. Valor de los requerimientos para la producción de catalizador tipo hidrotalcita.**

	Kg (proveedor nacional requerimientos para un mes)	Valor x Kg \$MN	Valor \$MN
<b>Nitrato de Magnesio</b>	570.00	20.00	10640.00
<b>Nitrato de Aluminio</b>	165.00	45.00	6930.00
<b>Carbonato de Sodio</b>	145.00	8.00	1075.20
<b>Hidróxido de Sodio</b>	129.00	12.00	1428.00
<b>TOTAL</b>			<b>20073.20</b>

**TABLA VI-3. Valor de los requerimientos para la producción de oxido de estireno.**

	Kg (proveedor nacional requerimientos para un mes)	Kg (producto importado requerimientos para tres mes)	Valor x Kg \$MN	Valor \$MN
<b>Estireno</b>	32574.00		25.00	814350.00
<b>H2O2 al 50% en peso</b>	23424.00		2.90	67929.60
<b>Acetona</b>	9162.00		25.00	229050.00
<b>Acetonitrilo</b>		9523.00	55.00	523765.00
<b>Catalizador</b>	581.00			
<b>TOTAL</b>				<b>1635094.60</b>

**TABLA VI-4. Valor de los requerimientos para la producción de 2-Feniletanol.**

	Kg (proveedor nacional requerimientos para un mes)	Kg (producto importado requerimientos para tres mes)	Valor x Kg \$MN	Valor \$MN
<b>Oxido de estireno</b>	36600			
<b>Ciclohexano</b>	26310		10.5	276255.00
<b>H2</b>	600		40	24000.00
<b>Promotor básico KOH</b>	15		12	180.00
<b>Niquel -Raney</b>		757.00	120	90840.00
<b>TOTAL</b>				<b>391275.00</b>

**TABLA VI-5. Valor del producto terminado de un mes.**

Kg	Valor x Kg \$MN	Valor \$MN
36420.00	100.00	3642000.00

**TABLA VI-6. C. Capital de trabajo.**

Tabla	Valor miles \$MN
VI-2.	20.07
VI-3.	1635.09
VI-4.	391.28
VI-5.	3642.00
<b>TOTAL</b>	<b>5688.44</b>

**TABLA VI-7. Plan global de inversiones.**

Renglón de inversiones.		Inversión total por rubro.	
A. Inversiones fijas.		Valor miles \$MN	% de inversión total
1.- Terreno.		7480.00	20.12
2.- Edificio y construcciones complementarias.		7804.00	20.99
3.- Maquinaria y equipo industrial.		9449.00	25.42
4.- Costo de instalación de la maquinaria. (10% del valor de la maquinaria)		944.90	2.54
5.- Equipo rodante.		350.00	0.94
6.- Mobiliario, equipo de oficina y laboratorio.		450.00	1.21
7.- Ingeniería de detalle. (5% del valor de la maquinaria)		472.45	1.27
8.- Tecnología. (5% del valor de la maquinaria)		472.45	1.27
<b>TOTAL A</b>		<b>27422.80</b>	<b>73.77</b>
<b>B. Costo de organización.</b>			
1.- Estudio de factibilidad.		0	0
2.- Constitución de la empresa (± 2% de la inversión total)		750.00	2.02
<b>TOTAL DE B</b>		<b>750.00</b>	<b>2.02</b>
<b>C. Capital de trabajo. TOTAL C</b>			
		5688.44	15.30
<b>D. Imprevistos. (10% de A+C) TOTAL D</b>			
		3311.27	8.91
<b>Inversión total.</b>		<b>37172.37</b>	<b>100.00</b>

No consideramos ningún costo en el rubro de estudio de factibilidad ya que es precisamente lo que se realizara en este trabajo.

## VI.2.0. COSTO DE OPERACIÓN Y RENTABILIDAD.

### A. Ingresos totales.

Representa las ventas de la producción total correspondiente a 400 toneladas con un valor por kg de 100 \$MN.

### B. Costo de lo producido y vendido.

Inventario inicial.

B.1. Materias primas.

<b>TABLA VI-8. Requerimientos para la producción de un mes.</b>	
<b>Tabla</b>	<b>Valor miles \$MN</b>
<b>VI-2.</b>	20.07
<b>VI-3.</b>	1635.09
<b>VI-4.</b>	391.28
<b>TOTAL</b>	<b>2046.44</b>

### B.2. Empaques y embases.

Suministro a granel.

### B.3. Producto en proceso.

No es considerado ya que no se tiene una etapa de producto semielaborado, a punto de entrar al acabado.

### B.4. Producto terminado.

Valor de los requerimientos para la producción de un mes del producto terminado. (Tabla VI-8)

C. Gastos de producción.

<b>TABLA VI-9. C.14. Mano de obra directa más prestaciones.</b>							
	Hombres	turnos	Días	S.M.	Prestaciones	Miles \$MN	S.M. 60\$MN
Almacén.	2	1	365	2.5	1.41	154.40	
Reacciones. (operador)	2	2	365	4.0	1.41	741.10	
Ayudante general.	1	3	365	2.5	1.41	231.59	
Filtración.	2	3	365	2.5	1.41	463.19	
Destilación.	2	3	365	4.0	1.41	741.10	
Llenado de pipas.	2	1	365	2.5	1.41	154.40	
Reacción catalizador hidrotalcita.	1	3	365	3.0	1.41	277.91	
<b>TOTAL</b>						<b>2763.67</b>	

<b>TABLA VI-10. C.15. Mano de obra indirecta más prestaciones.</b>						
	Hombres	turnos	Días	S.M.	Prestaciones	Miles \$MN
Jefe de turno.	1	3	365	7.0	1.41	648.46
Control de calidad.	1	3	365	3.0	1.41	277.91
Mantenimiento.	1	3	365	4.0	1.41	370.55
Ayudante general.	1	3	365	2.5	1.41	231.59
<b>TOTAL</b>						<b>1528.51</b>

<b>TABLA VI-11. C.16. A. Inversiones fijas (Depreciación)</b>			
Inciso.	Valor miles \$MN	% Depreciación	Valor miles \$MN
1.- Terreno.	7480.00	0	0
2.- Edificio y construcciones complementarias.	7804.00	5.00	390.20
3.- Maquinaria y equipo industrial.	9449.00	10.00	944.90
4.- Costo de instalación de la maquinaria (10% del valor de la maquinaria)	944.90	10.00	94.49
5.- Equipo rodante.	350.00	20.00	70.00
6.- Mobiliario, equipo de oficina y laboratorio.	450.00	20.00	90.00
7.- Ingeniería de detalle. (5% del valor de la maquinaria)	472.45	10.00	47.25
8.- Tecnología. (5% del valor de la maquinaria)	472.45	5.00	23.62
<b>TOTAL</b>			<b>1660.46</b>

Consideramos ingeniería de detalle y costo de instalación con un 10% en la depreciación por lo tanto serán parte del activo fijo en el balance.

### C.18. Energía eléctrica y térmica

- Energía térmica.

Este valor se obtiene del análisis que se realizó para equipos que requieren energía térmica los cuales son los calentadores a fuego directo BA-1101 y BA-1102, en el capítulo V se presenta el análisis del BA-1101, para el BA-1102 el procedimiento es análogo.

<b>TABLA VI-12. Calentadores a fuego directo (energía térmica)</b>	
<b>Equipo.</b>	<b>Valor anual (miles \$MN)</b>
<b>BA-1101</b>	174.52
<b>BA-1102</b>	70.17
<b>TOTAL</b>	244.69

- Energía eléctrica.

Para el caso de los reactores están equipados con resistencias eléctricas para el calentamiento y motores para generar la agitación el análisis de consumo de energía se presenta en capítulo V.

<b>TABLA VI-13. Reactores y agitador (energía eléctrica)</b>	
<b>Equipo.</b>	<b>Valor anual (miles \$MN)</b>
<b>DC-1101</b>	213.62
<b>DC-1102</b>	259.18
<b>DC-1103</b>	159.00
<b>GD-1101</b>	1.80
<b>TOTAL</b>	633.62

<b>TABLA VI-14. Análisis de energía en equipos (valores nominales en KW de los equipos)</b>					
<b>Equipo.</b>	<b>Motor KW</b>	<b>Horas de proceso</b>	<b>de Valor KW</b>	<b>del Valor anual miles \$MN</b>	
<b>GD-1101</b>	2.20	16	1.36	15.80	
<b>GA-1101</b>	1.72	16	1.36	12.35	
<b>GA-1102</b>	0.57	16	1.36	4.09	
<b>GA-1103</b>	1.68	16	1.36	12.06	
<b>GA-1104</b>	0.38	16	1.36	2.73	
<b>GA-1105</b>	1.75	16	1.36	12.57	
<b>GA-1106</b>	0.65	16	1.36	4.67	
<b>GA-1107</b>	1.54	16	1.36	11.06	
<b>CT-1101</b>	11.18	16	1.36	80.28	
<b>Ventilador.</b>					
<b>CT-1101</b>	24.27	16	1.36	174.28	
<b>Bomba.</b>					
<b>TOTAL</b>				329.89	

<b>TABLA V-15. Total energía eléctrica y térmica.</b>	
<b>TABLA VI-11</b>	244.69
<b>TABLA VI-13</b>	633.62
<b>TABLA VI-13</b>	329.89
<b>TOTAL</b>	1208.20

El valor de energía eléctrica y térmica es definido en 1250 miles \$MN

D. Gastos de administración.

<b>TABLA VI-16. D.24. Personal administrativo mas prestaciones.</b>						
<b>Personal</b>	<b>Hombres</b>	<b>S.M</b>	<b>Salario mensual</b> Miles \$MN	<b>Prestaciones</b>	<b>Valor anual</b> miles \$MN	
<b>Gerente general</b>	1	14	25.20	1.41	426.38	
<b>Secretaria gerencial</b>	1	6	10.80	1.41	182.74	
<b>Contador</b>	1	10	18.00	1.41	304.56	
<b>Auxiliar de contador</b>	1	4	7.20	1.41	121.82	
<b>Auxiliar de oficina</b>	1	3	5.40	1.41	91.37	
					<b>1126.87</b>	
	<b>Hombres</b>	<b>S.M</b>	<b>Días</b>	<b>Valor anual</b> \$MN		
<b>Policía</b>	2	3	365	131.4		
<b>Jardinero</b>	1	2.5	365	54.75		
					<b>186.15</b>	
<b>TOTAL</b>					<b>1313.02</b>	

E. Gastos de venta.

<b>TABLA VI-17. D.24. Personal administrativo mas prestaciones.</b>					
<b>Personal</b>	<b>Hombres</b>	<b>S.M.</b>	<b>Salario mensual</b> Miles \$MN	<b>Prestaciones</b>	<b>Valor anual</b> miles \$MN
<b>Gerente de ventas</b>	1	5	10.80	1.41	182.74
<b>Secretaria</b>	1	3	7.20	1.41	121.82
<b>TOTAL</b>					304.56

F. Gastos financieros.

Se considera un crédito que representa el 70% del valor total presente el plan global de inversiones:

37172.37 miles\$MN → 100%

**26020.66 miles\$MN ← 70%**

Con un 10% de interés anual del crédito solicitado se tiene el valor de F: 2602.07miles \$MN

<b>TABLA VI-18. Costo de operación y rentabilidad</b>		
<b>Planta: 2-Feniletanol.</b>		
<b>Primer año de operación.</b>		
A. Ingresos totales	Valor Miles \$MN	%
Ventas brutas (valor de A)	40000.00	100
B. Costo de lo producido y lo vendido		
<b>Inventario inicial</b>		
<b>1.- Materias primas.</b>	2046.44	5.12
<b>2.- Empaques y envases.</b>	0.00	0.00
<b>3.- Producto en proceso.</b>	0.00	0.00
<b>4.- Producto terminado.</b>	2046.44	5.12
<b>5.- Suma inventario inicial.</b>	4092.89	10.23
<b>6.- Compras.</b>	12732.36	31.83
<b>Total de bienes disponibles.</b>		
<b>7.- Bienes disponibles (5+6)</b>	16825.24	42.06
<b>Inventario final.</b>		
<b>8.- Materias primas.</b>	2046.44	5.12
<b>9.- Empaques y envases.</b>	0.00	0.00
<b>10.- Productos en proceso.</b>	0.00	0.00
<b>11.- Producto terminado.</b>	2046.44	5.12
<b>12.- Suma de inventario final.</b>	4092.89	10.23
Consumo.		
<b>13.-Bienes consumidos (7-12) (Valor de B)</b>	12732.36	31.83
	0.00	0.00
C. Gastos de producción.		
<b>14.- Mano de obra directa más prestaciones.</b>	2763.67	6.91
<b>15.- Mano de obra indirecta mas prestaciones.</b>	1714.66	4.29
<b>16.- Depreciación capital fijo.</b>	1660.46	4.15
<b>17.- Reparación y mantenimiento. (5% activo fijo menos terreno)</b>	997.14	2.49
<b>18.-Energía eléctrica y térmica.</b>	1250.00	3.13

<b>19.-Seguro planta 1% de valor de activo fijo más inventario inicial.</b>	315.16	0.79
<b>20.- (2% de activo fijo sin terreno). Repuestos y accesorios</b>	398.86	1.00
<b>21.-Alquileres Transporte para entregar producto terminado</b>	0.00	0.00
<b>22.-Otros</b>	-	0.00
23.-Suma de gastos de producción (valor C)	9099.94	22.75
	0.00	0.00
Utilidad bruta en ventas A - (B + C)	18167.70	45.42
<b>Costo de operación y rentabilidad (continuación)</b>		
D. Gastos de administración		
<b>24.-Sueldos más prestaciones</b>	1313.02	3.28
<b>25.-Gastos de oficina y otros</b>	150.00	0.38
<b>26.-Suma de gastos de administración (24+25)</b>	0.00	0.00
Valor D	1463.02	3.66
E. Gastos de venta y distribución		
<b>27.-Sueldo más prestaciones</b>	304.56	0.76
<b>28.-Comisiones</b>	0.00	0.00
<b>29.-Propaganda y gastos de representación</b>	250.00	0.63
<b>30.-Suma de gastos de venta y distribución</b>	0.00	0.00
(Valor de E)	554.56	1.39
F. Gastos financieros (10% interés )		
(Valor de F)	2602.07	6.51
Total Gastos (B + C + D + E +F)	26451.94	66.13
<b>G. Utilidad de operación</b>		
A - (B + C + D + E + F) = G		
G = H +I		
(Valor de G)	13548.06	33.87
H. Impuestos		
<b>34% ISR de G</b>	4606.34	11.52
<b>10% UPT de G</b>	1354.81	3.39
I. Utilidad neta repartible entre los socios 56%		
DE G	7586.91	18.97

### VI.3.0. PUNTO DE EQUILIBRIO.

El punto de equilibrio (*break even point*) es en el cual la empresa no pierde ni gana dinero; es decir, cuando todos los gastos de lo vendido son iguales a su costo.

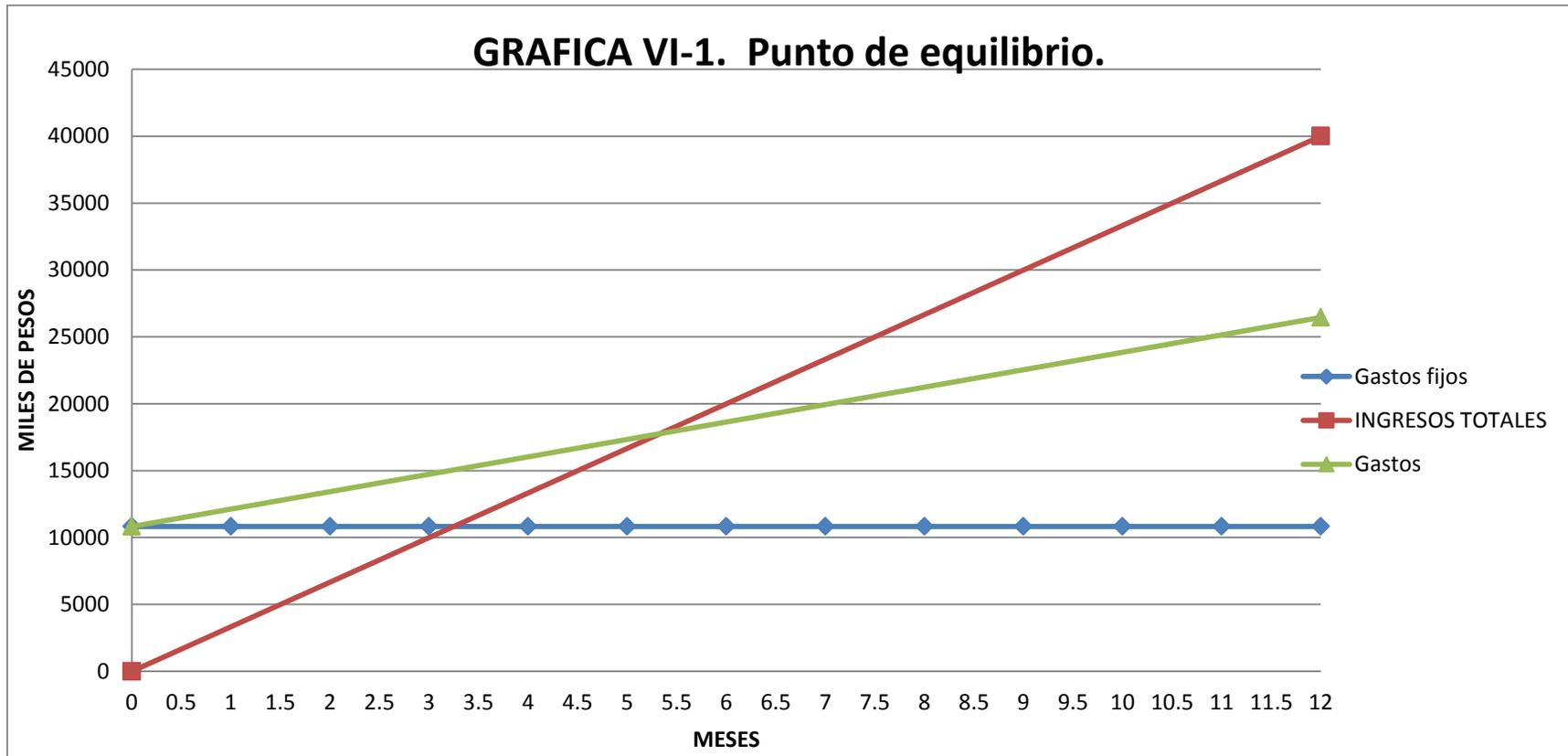
Para poder obtener el punto de equilibrio de una forma grafica consideramos gastos fijos (GF) y gastos variables (GV). Los primeros se definen como aquellos gastos que la empresa tiene aunque no exista producción esto es ya sea por falta de ventas o por causas de fuerza mayor.

<b>TABLA VI-19. Gastos anuales de la empresa.</b>			
<b>Gatos fijos (GF)</b>	<b>Valor</b>	<b>Gastos variables (GV)</b>	<b>valor</b>
<b>C.14. M.O.D</b>	2763.67	Valor B	12732.36
<b>C.15. M.O.I</b>	1714.66	C.17. Reparación y mantenimiento	997.14
<b>C.16. Depreciación capital fijo</b>	1660.46	C.18. Energía eléctrica y térmica	1250.00
<b>C.19. Seguro de planta</b>	315.16	C.20. Repuestos y accesorios	398.86
<b>D.24. Gatos de administración (sueldos + prestaciones)</b>	1313.02	C.21. Alquileres	-
<b>D.25. Gastos de oficina</b>	150.00	C.22. Otros	
<b>E.27. Gastos de venta (sueldos + prestaciones)</b>	304.56	E.28. Comisiones.	
<b>valor F</b>	2602.07	E. 29. Propaganda y gastos de representación	250.00
<b>total</b>	10823.59	<b>total</b>	15628.35

Es necesario comprobar si los datos presentados corresponden al total de gastos.

<b>TABLA VI-20. Comprobación del total de gastos.</b>		
	<b>Valor miles \$MN</b>	<b>%</b>
<b>Suma GF</b>	10823.59	27.06
<b>Suma GV</b>	15628.35	39.07
<b>Suman gastos</b>	<b>26451.94</b>	<b>66.13</b>
<b>Mas valor de G</b>	<b>13548.06</b>	<b>33.87</b>
<b>Total Valor A</b>	40000.00	100.00

Todos los datos corresponden en el análisis presentado.



Ecuación de línea recta:  $y = mx + b$

línea de ventas:  $y_1 = m_1x_1 + b_1$

Donde  $b_1 = 0$  pues a  $t = 0$  no hay ventas.

$$m_1 = \frac{\text{Venta total anual}}{12 \text{ meses}} = \frac{40000}{12} = 3333.33$$

$$\text{linea de gastos: } y_2 = m_2x_2 + b_2$$

Donde  $b_2 = \text{gastos fijos} = 10823.59$

$$m_2 = \frac{\text{Gastos variables anuales}}{12 \text{ meses}} = \frac{15628.35}{12} = 1302.36$$

En el cruce de ventas y gastos tenemos:  $y_1 = y_2$   $x_1 = x_2$  tenemos:

$$m_1x_1 + b_1 = m_2x_2 + b_2$$

$$m_1x_1 - m_2x_2 = b_2 - b_1$$

$$x(m_1 - m_2) = b_2 - b_1$$

$$x = \frac{b_2 - b_1}{(m_1 - m_2)} = \frac{10823.59 - 0}{3333.33 - 1302.36} = \mathbf{5.32 \text{ meses}}$$

Con el punto de equilibrio podemos identificar lo que sucede en la empresa de una manera rápida y objetiva, podemos realizar una planeación financiera, mediante el modelo de gasto volumen y precio.

## VI.4.0. FLUJO DE EFECTIVO.

### VI.4.1. Flujo de efectivo para la construcción.

GRAFICAVI-2. Gantt.

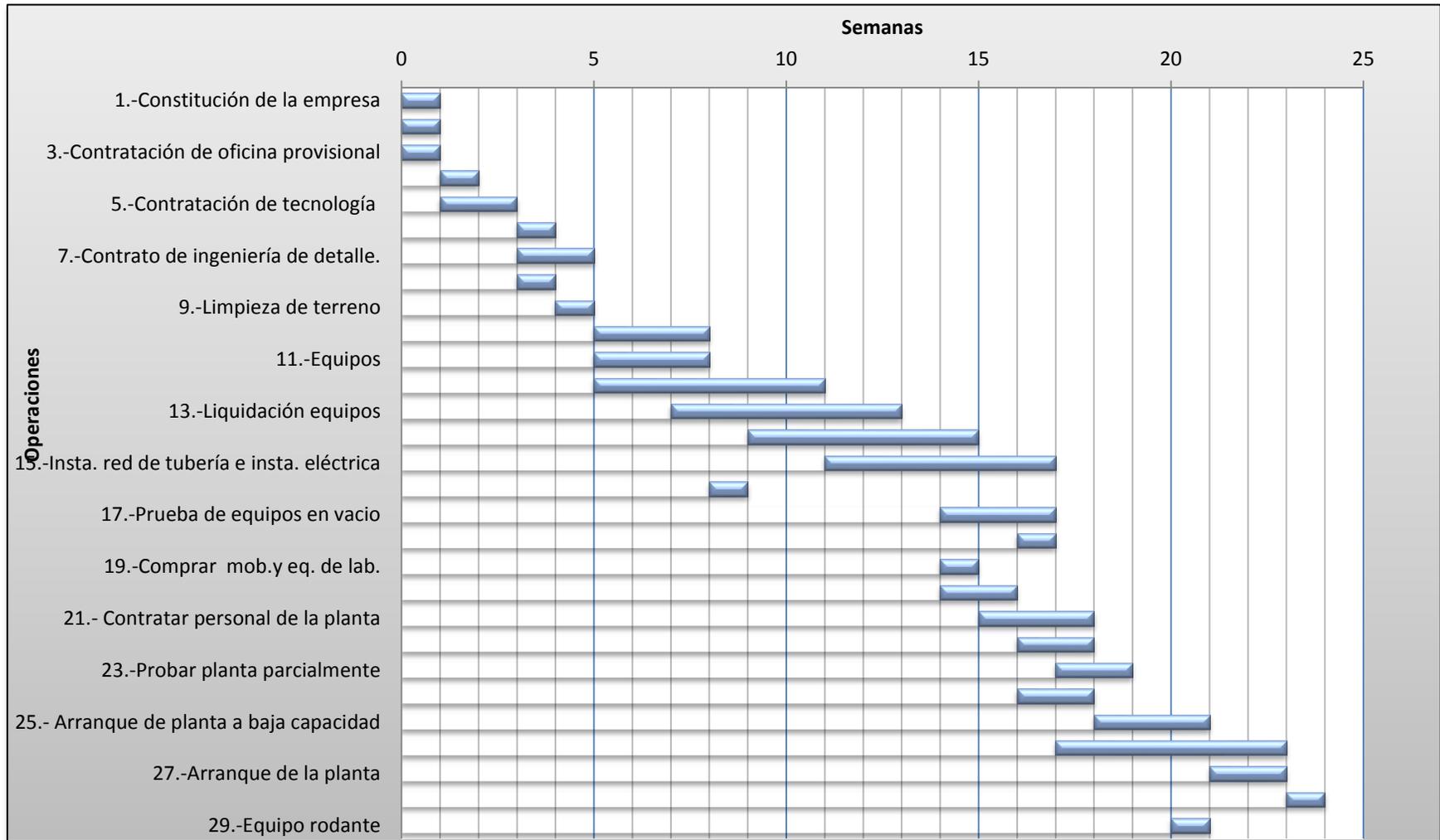
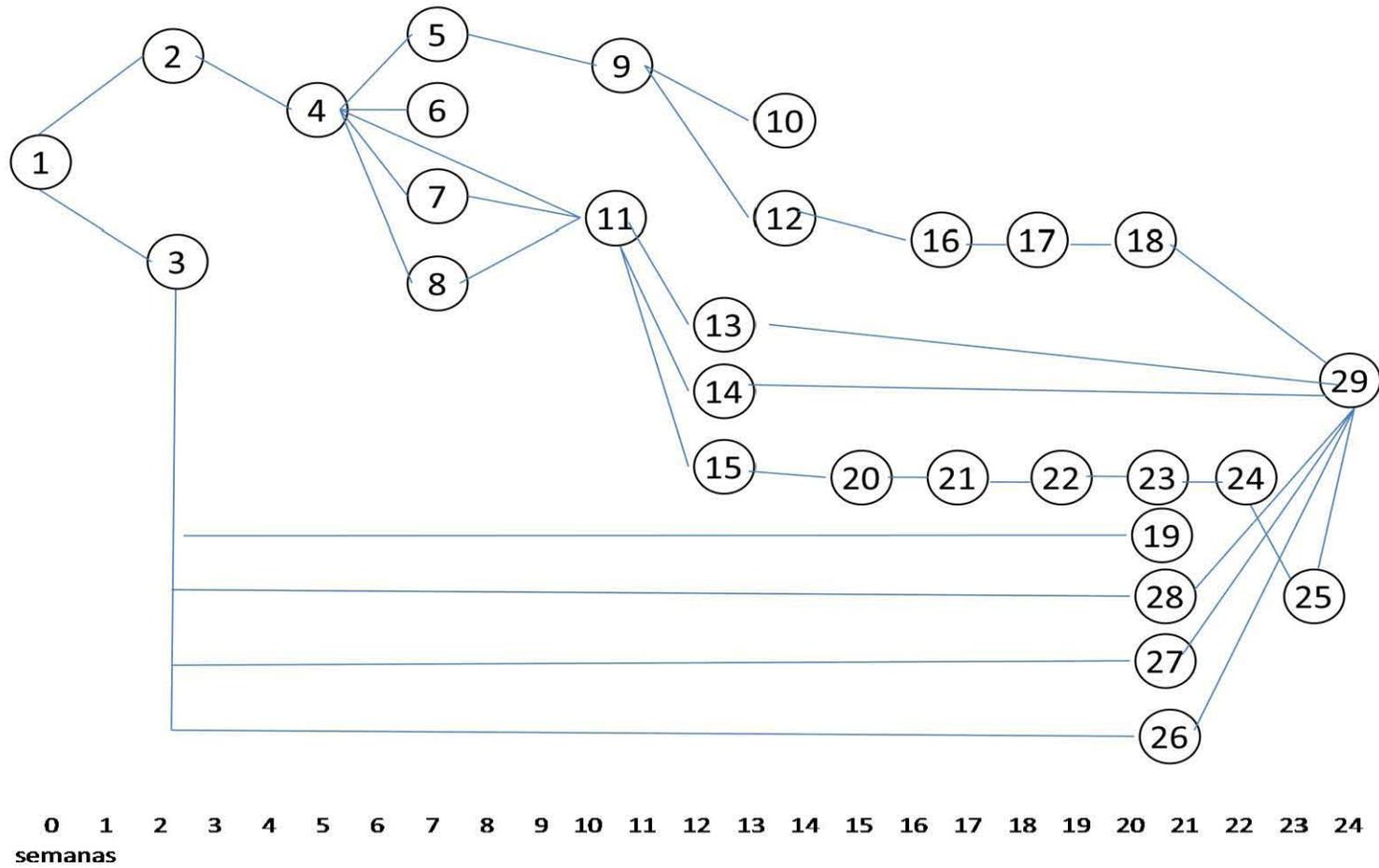


DIAGRAMA VI-1. Ruta critica.



Es aquí donde planteamos una posible forma de invertir recursos económicos para que la planta comience a operar no planteamos el estudio de factibilidad ya es parte de los objetivos de este trabajo. Operación 1. Constitución de la empresa se realiza en la primera semana y es pagado totalmente (VI.1.0., B.2.).

Operación 2, 3 y 4. Se nombra al gerente que realizará el proyecto. Éste, a su vez, requiere de una secretaria, un contador y una oficina provisional.

Estas operaciones no están consideradas en forma particular sin embargo los recursos deberán ser obtenidos del renglón de imprevistos (VI.1.0., D.).

Es indispensable al inicio contar con una pequeña infraestructura que permita un comienzo con orden.

La secretaria se requiere para atender llamadas y desde luego para organizar la información referente a compras y relaciones empresariales existentes. Un contador resulta un miembro de la empresa que es sumamente importante ya que el permitirá clarificar y llevar registros fiscales ya sea para uso externo o interno, además se tienen que realizar los registros oficiales con la Secretaría de Hacienda y Crédito Público (SHCP), el Instituto Mexicano del Seguro Social (IMSS), el Instituto del Fondo Nacional para la Vivienda de los Trabajadores (INFONAVIT), el Seguro de Ahorro para el Retiro (SAR) y los del municipio, más los registros de Sedesol de uso de suelo e impacto ambiental -datos que deben ser proporcionados por el gerente-, y los contratos de agua, teléfono(s), energía eléctrica, construcción, número oficial y muchos más.

<b>TABLA VI-21. Operación 5. Salario mensual más prestaciones.</b>					
<b>Personal</b>	Hombres	S.M	Salario mensual Miles \$MN	Prestaciones	Valor mensual más prestaciones miles \$MN
<b>Gerente general</b>	1	14	25.20	1.41	35.53
<b>Secretaria gerencial</b>	1	6	10.80	1.41	15.23
<b>Contador</b>	1	10	18.00	1.41	25.38
<b>TOTAL</b>					76.14

<b>TABLA VI-22. Operación 4.</b>	
<b>Rubro.</b>	Valor miles \$MN
<b>Teléfono</b>	1.00
<b>Renta</b>	5.00
<b>TABLA VI-21</b>	77.00
<b>TOTAL</b>	83.00

El flujo de efectivo se estima en semanarios de 20.75miles \$MN esto durante 8 semanas terminando las cuales el costo de la renta se suspenderá y se tendrán semanarios de 19.50\$MN (operación 4).

Compra de auto para el gerente semana 1 y será pagado totalmente (230.00miles \$MN).

Operación 5. Contratación de tecnología. El valor de la tecnología presente en (TABLA VI-7.), se estima la siguiente forma de pago 10% a firma del convenio, 60% al recibo de los planos y

manuales de operación y 30% al arranque de la planta; por lo tanto, se pagará 10% en la semana número 2, 60% en la 4 y 30% en la 24.

Operación 6. Compra de terreno. Para este efecto se paga 20% del valor a la firma del convenio y 80% al recibir la escritura del mismo, que puede ser dos meses después (ocho semanas); por lo tanto, se paga 20% en la semana número 4 y 80% en la semana 11.

Operación 7. Contrato de ingeniería de detalle. Inicia en la semana 4 y termina en la semana 5. Se paga 50% al principio y 50% a la entrega.

Operación 8. Servicios. Se refiere a la contratación del teléfono, el agua potable, el uso del suelo, la energía eléctrica y otros. Este valor no está contemplado en VI.1.0., pero se estima en 20,000.00\$MN que es un número arbitrario, y se paga en la semana número 4.

Operación 9. Limpieza de terreno. Su costo se estima en 10,000.00 \$MN y se toma del inciso A.2. del subíndice VI.1.0. Se paga en la semana 5.

Operación 10. Infraestructura. Se refiere a los drenajes, barda perimetral, caminos y cimientos para los equipos y edificios. Se estima en un 20% del total de A.2. de VI.1.0., es decir, se pagarán partes proporcionales durante las seis semanas que dura la construcción.

Operaciones 11 y 13. Cotizar equipos. Al cotizarlos y fincar la compra cuando menos hay necesidad de pagar un 10% en el mejor de los casos, en la cotización se tiene 50% y el resto contra entrega.

Operación 12. Obra civil. Se inicia en la semana 4 y se termina en la semana 15. Incluye todos los edificios, bodegas y oficinas. Del total calculado 7804.00 miles A.2. de VI.1.0 se han gastado en infraestructura (No.10) 1560.80 miles \$MN y en limpieza del terreno (No.9) 10.00 miles \$MN. El resto, 6233.20, se reparte en partes iguales durante las diez semanas que dura el trabajo.

Operaciones 14 y 15. Instalación de equipos, red de tuberías y energía eléctrica. Se distribuye equitativamente entre las seis semanas. Se inicia en la semana 10 y termina en la 15.

Operación 16. Contratación de personal de mantenimiento. Se contrata junto con el supervisor, para que junto con él se instale el equipo industrial y, por lo tanto, conozcan desde el principio los problemas inherentes a los mismos. Este gasto no está programado en VI.1.0., pero se obtiene del 10% del inciso D de imprevistos. El costo anual está considerado en el inciso C.15. del subíndice VI.2.0. en 1714.66miles \$MN, es decir, 142.89miles \$MN mensual y 35.72 miles \$MN a la semana, mismos que corren a partir de la semana 9 y forman parte del personal permanente de la empresa.

Operación 17. Prueba de quipos vacíos. No tiene costo directo. Para esta prueba ya están contratados los empleados de mantenimiento y los supervisores, que conforman el total de la MOI.

Operación 18. Compra de materias primas. Se compra un mes de acuerdo a B.1. del subíndice VI.2.0., equivalente a 2046.44 miles \$MN. Para efectos del flujo se estiman 2047.00 y se paga en la semana 17.

Operación 19. Compra de mobiliario de oficina y equipo de laboratorio por 450.00 miles \$MN según A.6. de VI.1.0.. Se paga en la semana 14.

Operación 20. Se elabora el organigrama de la empresa y los manuales de administración. No tiene costo para el flujo.

Operación 21. Se contrata el personal faltante de la empresa. Contenidos en los siguientes renglones de VI.2.0., anualmente sería:

<b>TABLA VI-23. Operación 21.</b>	
<b>Gastos.</b>	<b>Valor miles \$MN</b>
<b>C.14.- Mano de obra directa más prestaciones.</b>	2763.67
<b>D.24.-Sueldos más prestaciones</b>	1313.02
<b>E.27.-Sueldo más prestaciones</b>	304.56
<b>Además hay que considerar algunos gastos de operación:</b>	
<b>C.17.- Reparación y mantenimiento. (5% activo fijo menos terreno)</b>	997.14
<b>C.18.-Energía eléctrica y térmica.</b>	1250.00
<b>D.25.-Gastos de oficina y otros</b>	150.00
<b>E.29.-Propaganda y gastos de representación</b>	250.00
<b>Total</b>	<b>7028.39</b>

El gasto anual dividido entre las 52 semanas del año  $\frac{7028.39}{52}$ , da como resultado 135.00 y se cancela el gasto que genera el gerente, el contador y la secretaria. Operación 4.

Operación 22. Manual de operación de la planta. De acuerdo a la tecnología se elaboran todos los manuales de operación. No presenta costo y por lo mismo no aparece en el flujo.

Operaciones 23, 24, 25, 26 y 27. Probar planta. Consiste en arrancar los equipos uno por uno para capacitar al personal (curva de aprendizaje). Su costo está incluido ya en la operación 21, por lo tanto no aparece ningún gasto en estos renglones.

La operación 28 indica el arranque formal de la producción y durante las seis semanas anteriores se elabora el producto, que se encuentra ya listo en la bodega para su entrega y se inicia la producción formal proyectada a partir de la semana 24, iniciando con ello el flujo de producción.

Operación 29. Compra del equipo rodante. Se compra en la semana 2

TABLA VI-24. Flujo de efectivo para la construcción.																									
Ope.	SEMANAS																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
1	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	750.00
2	750.00																								230.00
3	230																								
4																									283.00
5		20.75	20.75	20.75	20.75	20.75	20.75	20.75	20.75	19.50	19.50	19.50	19.50	19.50	19.50										472.45
6		47.25		283.47																				141.735	7,480.00
7				1496.00							5984														472.45
8				236.23	236.23																				20.00
9				20.00																					10.00
10					10.00																				1,560.80
11						260.13	260.13	260.13	260.13	260.13	260.13														4,724.50
12				4724.50																					6,233.20
13						623.32	623.32	623.32	623.32	623.32	623.32	623.32	623.32	623.32	623.32										4,724.50
14												4724.50													944.90
15										157.48	157.48	157.48	157.48	157.48	157.48										
16																									571.55
17								35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	35.72	
18																									2,047.00
19																	2047								
20																									
21																									1,215.00
22																135	135	135	135	135	135	135	135	135	750.00
23																									
24																									
25																									
26																									
27																									
28																									
29																									120
TOTAL	980.00	68.00	20.75	6780.95	266.98	904.20	904.20	904.20	939.93	1096.16	11804.66	836.03	836.03	836.03	836.03	170.72	2217.72	170.72	170.72	170.72	290.72	170.72	170.72	312.46	31859.35
Acumulado	980.00	1048.00	1068.75	7849.69	8116.67	9020.87	9925.07	10829.28	11769.20	12865.36	24670.02	25506.04	26342.07	27178.09	28014.12	28184.84	30402.56	30573.29	30744.01	30914.73	31205.45	31376.17	31546.90	31859.35	

Con esto se terminan los gastos de construcción y suman 31859.35 miles \$MN, se había calculado 37172.37 miles \$MN en VI.1.0. como inversión. Quedan de reserva 5558.00 miles \$MN y parte de ellos se usarán en el primer mes de producción, ya que durante ese mes no se cobra nada de la venta programada sino hasta el segundo.

#### VI.4.2. Flujo en operación.

<b>TABLA VI-25. Flujo en operación del primer año (por meses y en miles de \$MN)</b>													
Ingresos	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	TOTAL
A ventas		3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	36666.67
<b>Total</b>		3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	36666.67
<b>Egresos</b>													
B.6 M.P.	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	1061.03	12732.36
C.14 MOD	230.31	230.31	230.31	230.31	230.31	230.31	230.31	230.31	230.31	230.31	230.31	230.31	2763.67
C.15 MOI	142.89	142.89	142.89	142.89	142.89	142.89	142.89	142.89	142.89	142.89	142.89	142.89	1714.66
C.17 Mtto	83.10	83.10	83.10	83.10	83.10	83.10	83.10	83.10	83.10	83.10	83.10	83.10	997.14
C.18 Energía	104.17	104.17	104.17	104.17	104.17	104.17	104.17	104.17	104.17	104.17	104.17	104.17	1250.00
C.19 Seguro	26.26	26.26	26.26	26.26	26.26	26.26	26.26	26.26	26.26	26.26	26.26	26.26	315.16
D.24 Sueldos	109.42	109.42	109.42	109.42	109.42	109.42	109.42	109.42	109.42	109.42	109.42	109.42	1313.02
D.25 Gastos de oficina	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	150.00
E.27 sueldos	25.38	25.38	25.38	25.38	25.38	25.38	25.38	25.38	25.38	25.38	25.38	25.38	304.56
E.28 comisiones	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
E.29 publicidad	20.83	20.83	20.83	20.83	20.83	20.83	20.83	20.83	20.83	20.83	20.83	20.83	250.00
F.	216.84	216.84	216.84	216.84	216.84	216.84	216.84	216.84	216.84	216.84	216.84	216.84	2602.07
<b>Total</b>	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	<b>24392.63</b>
Diferencia I-E	-2032.72	1300.61	1300.61	1300.61	1300.61	1300.61	1300.61	1300.61	1300.61	1300.61	1300.61	1300.61	<b>12274.04</b>
Remanente	-2032.72	-732.11	568.51	1869.12	3169.74	4470.35	5770.97	7071.58	8372.19	9672.81	10973.42	<b>12274.04</b>	<b>36666.67</b>

Los datos se toman del costo de producción (VI.2.0.) y se dividen en doce meses ya que el costo es anual. Para efectos del flujo se considera que el primer mes de ventas no se cobra, no porque se dé crédito, sino debido a trámites administrativos de las empresas vendedora y compradora. Se requieren días para la recepción del producto, la facturación y el pago, período que puede ser de dos o más semanas. En el flujo se considera un mes y por lo tanto, en el primer mes no se cobra.

Los gastos de producción se incluyen todos menos la depreciación ya que no afecta el flujo, pues es un "costo" que permite recuperar dinero para la reposición del equipo, cuando éste haya terminado su vida útil, por ello las diferentes depreciaciones de los distintos equipos.

Se incluyen en los egresos todos los gastos de administración y ventas, así como el costo de los intereses del préstamo que se pidió al inicio del arranque de la planta (F) con el objetivo de completar el capital de trabajo. Se tiene de reserva 5558.00 miles \$MN y en el primer mes de operación productiva se requirieron 2032.72 miles \$MN quedando un remanente final de 3525.28 miles \$MN. mismo que se empleará para cubrir el segundo mes de operación y a partir del tercer mes se tendrá una situación de remanente positivo que permitirá solventar la operación normal de planta.

#### **VI.5.0. BALANCE.**

El balance a continuación presentado corresponde al primer año de producción, es aquí donde por definición se analizara el balance entre lo gastado y lo obtenido a la fecha determinada mostrando el estado contable de la empresa. Todos los números del balance son conocidos menos la utilidad o pérdida, la cual se obtiene por la diferencia entre el activo y el pasivo (y que corresponde al estado de pérdidas y ganancias de un cierto período), cuyas sumas deben ser iguales para que sea una balanza en equilibrio.

Para este estudio tenemos tres partes del activo:

- I. Activo circulante.
- II. Activo fijo.
- III. Activo diferido.

Para el lado del pasivo también tres:

- I. Pasivo circulante.
- II. Capital social.
- III. Utilidad o pérdida.

#### **Activo.**

##### **I. Activo circulante.**

Es definido como circulante por que presenta movimiento, cambia en pocos días y le da liquidez a la empresa. Es aquí donde incluyen aquellos rubros que tienen una convertibilidad inmediata en este estudio solo se anotaran tres. Pueden existir además caja chica, acciones, valores y otras inversiones.

1. Bancos. Se obtiene del remanente del flujo del primer año de producción (VI.4.2) y equivale a 12274.04 miles \$MN.

2. Cuentas por cobrar. Se obtiene de un mes de valor que no se ha cobrado como costo en el mismo flujo, ya que se cobran únicamente once meses y no doce. Su valor en el ejemplo es de 3333.33 miles \$MN.

3. Inventario. Se obtiene de (VI.2.0., B.5) Su valor es de 4092.89 miles \$MN  
La suma del activo circulante es de 19700.25 miles \$MN.

## **II. Activo fijo**

Se refiere al activo propiedad de la empresa que no tiene una revolvencia inmediata y que para su liquidación o venta se requiere de tiempo. También se refiere a que se encuentra en un lugar determinado y no se puede cambiar o mover, a excepción del equipo rodante el cual, a pesar de su gran movilidad, es identificado plenamente en cualquier circunstancia y tiempo.

En el estudio tenemos los siguientes rubros:

1. Terreno. Cuyo dato se obtiene del inciso A.1. del plan global de inversión (VI.1.0, A1.). No tiene depreciación.

2. Edificios y construcciones. Su valor se obtiene de A.2. del plan global de inversiones (VI.1.0.) menos el 5% de depreciación anual.

3.,4.,5. Maquinaria y equipo. Su valor está acotado en el inciso A.3. del PGI y se le añade: 4. La instalación (A.4.) y la ingeniería de detalle (A.5.). Todos estos renglones tienen una depreciación anual del 10%.

6. Mobiliario y equipo. El dato es el (A.6. VI.1.0.), menos una depreciación del 20% anual.

7. El equipo rodante se tiene en el renglón A.5. del PGI y se le aplica una depreciación del 20%.

La suma de todos estos números representa el valor del activo fijo para el primer año, ya con la depreciación incluida. Para el segundo año los activos sufren la depreciación anual correspondiente.

Para evitar confusiones, siempre se deberá poner el valor original del activo menos su depreciación. Así, el lector del balance se dará cuenta inmediata de la antigüedad del activo y, en consecuencia, de su vida útil.

## **III. Activo diferido**

Se refiere a un activo no tangible, como lo es un equipo o un mueble.  
Representa los gastos efectuados por la empresa para su concreción.

1. Tecnología. Está conformada por una serie de documentos que incluyen los manuales de operación . En este estudio, se considera una depreciación del 5%.

2. Costo de organización. Se refiere al renglón B.1. y B.2. de VI.1.0.En B.1.Se tiene un depreciación del 10%.

3. Gastos preoperativos. Se obtienen de las operaciones número 4, 8, 16 y 21 reflejadas en el diagrama de Gantt. Representan un valor total de 2989.55 miles \$MN menos su depreciación del 33%, es decir 1400.00 miles \$MN. Cabe aclarar que si la empresa lo juzga pertinente, se puede mandar a gastos en el primer año de operación y en ese caso no aparecerá en el balance, disminuyendo el valor del activo en 1400.00 miles \$MN. En cuanto al valor de  $G = (H + I)$ , se disminuye en el pasivo en esa cantidad para mantener las sumas iguales, para el caso de este estudio se consideran los gastos preoperativos en el balance.

## **Pasivo**

### **I. Pasivo circulante**

1. Cuentas por pagar. Sólo se considera un mes del costo de la materia prima más los envases. Representa el valor de B.1. y B.2. del VI.2.0.. Equivale a 2046.44 miles \$MN.

2. Documentos por pagar. Se refiere al crédito solicitado.

3. Impuestos por pagar.

La utilidad es proporcional a los impuestos y representa el valor de G ya que  $G = H + I$  con el porcentaje de  $I = 44\%$  y  $H = 56\%$ . Estos dos valores se desconocen y se obtienen por diferencia del valor de las sumas iguales del activo respecto del pasivo y el capital social. En este caso la diferencia es:

<b>TABLA VI-26. Notas de pasivo.</b>	
<b>Activo</b>	47537.60
<b>Menos Cuentas por pagar</b>	2046.44
<b>Menos Documentos por pagar</b>	26020.66
<b>Menos Capital social (total de PGI VI.1.0.)</b>	37172.37
<b>Utilidad o pérdida más impuestos.</b>	-17701.87

En esta caso se tienen pérdidas por lo tanto no habría impuestos que pagar. En este caso la diferencia será negativa y para equilibrar el balance aparecerá en pérdida. Con esto se puede calcular el flujo de producción para el segundo año.

<b>TABLA VI-27. Balance del primer año (en miles de \$MN).</b>			
I. Activo circulante		I. Pasivo circulante	
1.-Bancos remanente de primer año	12274.04	1.-Cuentas por pagar	2046.44
2.-Cuentas por cobrar un mes que no se ha cobrado	3333.33	2.-Documentos por pagar	26020.66
3.-Inventarios	4092.89	3.-Impuestos	
<b>Total</b>	<b>19700.25</b>	<b>Total</b>	<b>28067.10</b>
II. Activo fijo		II. Capital social	
1.-Terreno	<b>7480.00</b>		37173.97
2.-Edificios	7804.00	III. Utilidad (o perdida)	
Menos depreciación 5%	<b>7413.80</b>		-17701.87
3.-Maquinaria	9449.00	<b>Total pasivo</b>	
4.-Instalación	944.90		47537.60
5.-Ing. De detalle	472.45		
	10866.35		
Menos depreciación 10%	<b>9779.72</b>		
6.-Moviliario y equipo	450.00		
menos depreciación 20%	<b>360.00</b>		
7.-Equipo rodante	350.00		
Menos depreciación 20%	<b>280.00</b>		
<b>Total</b>	<b>25313.52</b>		
III. Activo diferido			
1.-Tecnología	472.45		
menos depreciación 5%	<b>448.83</b>		
2.-Costo de organización	750.00		
menos depreciación 10%	<b>675.00</b>		
3.- Gastos preperativos (op. 3,11,16)	2,089.55		
menos deprecaición 33%	<b>1400.00</b>		
<b>Total</b>	<b>2523.83</b>		
<b>Total Activo</b>	<b>47537.60</b>		

Con los datos obtenidos podemos calcular el flujo de operación del segundo año.

Ingresos. Se inician desde el primer mes y como son a valores constantes siguen siendo 3333.33 miles \$MN.

Los egresos no se muestran desglosados y son los mismos del flujo del primer año. La diferencia se mantiene en el mismo número y el remanente también. Debido a que no se obtuvieron utilidades el primer año no se tiene ningún valor en impuestos.

<b>TABLA VI-28. Flujo de operación del 2º año (por meses y en miles de \$MN)</b>													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Total
Ventas	<b>3333.33</b>	<b>3333.33</b>	<b>3333.33</b>	<b>3333.33</b>	<b>3333.33</b>	<b>40000.00</b>							
Egresos													
Gasto	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	<b>2032.72</b>
Impuestos													
Total	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	<b>2032.72</b>
Diferencia	<b>1300.61</b>	<b>1300.61</b>	<b>1300.61</b>	<b>1300.61</b>	<b>1300.61</b>	<b>1300.61</b>							
Remante	<b>1300.61</b>	<b>2601.23</b>	<b>3901.84</b>	<b>5202.46</b>	<b>6503.07</b>	<b>7803.68</b>	<b>9104.30</b>	<b>10404.91</b>	<b>11705.53</b>	<b>13006.14</b>	<b>14306.75</b>	<b>1300.61</b>	<b>15607.37</b>

#### VI.6.0. TASA INTERNA DE RETORNO O DE RECUPERACIÓN.

Para poder definir este rubro se realizo el balance del segundo año, como se muestra en la siguiente tabla considerando lo siguiente:

<b>TABLA VI-29. Notas de pasivo de segundo año</b>	
<b>Activo</b>	45112.59
<b>Menos Cuentas por pagar</b>	2046.44
<b>Menos Documentos por pagar</b>	0
<b>Menos Capital social (total de PGI VI.1.0.)</b>	37172.37
<b>Utilidad o pérdida más impuestos.(TOTAL)</b>	<b>5893.78</b>

Debido a que se tuvo utilidad son repartidos de la siguiente forma:

Que considerados respectivamente al 56% y al 44% arrojan:

**Utilidad** = 3300.52miles \$MN

**Impuestos**= 2593.26 miles \$MN

<b>TABLA VI-30. Balance del segundo año (en miles de \$MN).</b>			
I. Activo circulante		I. Pasivo circulante	
1.-Bancos remanente de primer año	15607.37	1.-Cuentas por pagar	2046.44
2.-Cuentas por cobrar un mes que no se ha cobrado	-	2.-Documentos por pagar	0
3.-Inventarios	4092.89	3.-Impuestos	2593.26
<b>Total</b>	<b>19700.25</b>	<b>Total</b>	<b>4639.71</b>
		II. Capital social	
1.-Terreno	7480.00		37172.37
2.-Edificios	7804.00	III. Utilidad (o perdida)	
Menos depreciación 10%	7023.60		3300.52
3.-Maquinaria	9449.00	<b>Total pasivo</b>	
4.-Instalación	944.90		45112.59
5.-Ing. De detalle	472.45		
	10866.35		
Menos depreciación 20%	8693.08		
6.-Moviliario y equipo	450.00		
menos depreciación 40%	270.00		
7.-Equipo rodante	350.00		
Menos depreciación 40%	210.00		
<b>Total</b>	<b>23676.68</b>		
III. Activo diferido			
1.-Tecnología	472.45		
menos depreciación 10%	425.21		
2.-Costo de organización	750.00		
menos depreciación 20%	600.00		
3.- Gastos preparativos (op. 3,11,16)	2089.55		
menos deprecación 66%	710.45		
<b>Total</b>	<b>1735.65</b>		
<b>Total Activo</b>	<b>45112.59</b>		

Es necesario considerar lo siguiente correspondiente a los impuestos que nos permitirán tener el flujo de operación para el tercer año:

Al 31 de marzo (tercer mes) se hace la declaración anual y en consecuencia hay necesidad de pagar el impuesto de la utilidad obtenida en el balance (tabla VI-30), que en este caso equivale a 2593.26 miles \$MN. En el siguiente mes se paga el anticipo de utilidades, mismo que se debe hacer cada mes. La SHCP en el primer año no cobra el ISR que genera la empresa, ya que no sabe cuál será su utilidad; pero a partir del segundo año la SHCP considera que la utilidad se mantendrá y por lo tanto se paga a partir de esa fecha la utilidad obtenida entre los doce meses como un

anticipo. En consecuencia, hay que pagar el equivalente a cuatro meses (enero, febrero, marzo y abril). A partir de mayo (mes quinto) se paga únicamente el resultante del mes ( $2593.26/12 = 216.11$  miles \$MN). Estos anticipos sobre utilidades se ajustan de acuerdo al balance del segundo año, y dicho ajuste se paga o se deduce en marzo del tercer año.

**TABLA VI-31. Flujo de operación del 3º año (por meses y en miles de \$MN)**

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Total
Ventas	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	3333.33	40000.00
Egresos													
Gastos	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	2032.72	24392.63
Impuestos			2593.26	864.42	216.11	216.11	216.11	216.11	216.11	216.11	216.11	216.11	
Total	2032.72	2032.72	4625.98	2897.14	2248.82	2248.82	2248.82	2248.82	2248.82	2248.82	2248.82	2248.82	29579.16
Diferencia	1300.61	1300.61	-1292.65	436.19	1084.51	1084.51	1084.51	1084.51	1084.51	1084.51	1084.51	1084.51	
Remanente	1300.61	2601.23	1308.58	1744.77	2829.28	3913.79	4998.30	6082.81	7167.32	8251.83	9336.34	10420.84	10420.84

**TABLA VI-32. Flujo de efectivo proyectado.**

Año	0	1	2	3
Inversión PGI		37172.37	37172.37	37172.37
Ingresos	0.00	36666.67	40000.00	40000.00
flujo de efectivo		-37172.37	12274.04	10420.84
Acumulado		-37172.37	-24898.33	1129.88

La inversión es la originalmente calculada en VI.1.0. (PGI). Con los ingresos del primer al tercer año se obtiene el remanente de flujo anotado, el cual sirve para retornar el capital invertido. La tabla del flujo de efectivo proyectado indica que efectivamente en el tercer año de producción cambiará el signo en el flujo. Para calcular exactamente en qué fracción del año ocurre se utiliza la siguiente ecuación propuesta por Van Horn:

$$F = \frac{V_1}{V_1 + V_2} \quad F = \text{fracción del año } V_1 = \text{valor del flujo negativo del último año } V_2 = \text{valor del flujo positivo del primer año.}$$

$$F = \frac{9290.26}{9290.26 + 1129.88} = 1.13$$

**Y la recuperación se dará en  $2 + 1.13 = 3.13$  años, es decir, 3 años con 1.66 meses**

### VI.7.0. CAMBIO DE VALORES CONSTANTES A VALORES CORRIENTES.

Hasta este momento todo el estudio de factibilidad se ha hecho a valores constantes, incluyendo las proyecciones de los años siguientes. Es muy irreal pensar que esta circunstancia se mantenga siempre. Existen factores exógenos que hacen variar esta suposición. Los sueldos, las materias primas y los energéticos tienden a elevar su valor y no hay más remedio que subir el precio del producto, colaborando de esta manera al conjunto de elevaciones de precios que provoca el fenómeno llamado inflación. Salvo condiciones difíciles de mercado (falta de liquidez, recesión) o excesiva oferta del producto (competencia), no se podrá elevar el precio para mantener la utilidad calculada en el estudio de viabilidad y, en tal caso, el TIR se llevará más tiempo del calculado, a menos que se mejore la productividad o se cambie la tecnología para bajar el costo de producción, administración y ventas (B + C + D + E + F).

Para calcular el nuevo precio del producto cuando alguno de los factores de costo ha variado, se utiliza la siguiente fórmula cuya deducción es la siguiente:

$$\text{Precio} = \text{Costo} + \text{Utilidad} \quad (1)$$

$$\text{Utilidad} = \text{Precio} \times K \quad (2) \quad K = \text{es un valor porcentual fijado por la empresa}$$

$$\text{de la ecuación (2)} \quad \text{Precio} = \frac{\text{Utilidad}}{K} \quad (3)$$

$$\text{de (3) y (1)} \quad \frac{\text{Utilidad}}{K} = \text{Costo} + \text{Utilidad} \quad (4)$$

Despejando utilidad en (4)

$$\frac{\text{Utilidad}}{K} - \text{Utilidad} = \text{Costo}$$

$$\text{Utilidad} \left( \frac{1}{K} - 1 \right) = \text{Costo}$$

$$\text{Utilidad} = \frac{\text{Costo}}{\left( \frac{1}{K} - 1 \right)}$$

multiplicando y dividiendo el segundo miembro por K

$$\text{Utilidad} = \frac{\text{Costo} K}{K \left( \frac{1}{K} - 1 \right)} = \frac{\text{Costo} K}{1 - K} \quad (4')$$

regresando a la ecuación 1 y sustituyendo la (4') en (1)

$$\text{Precio} = \text{Costo} + \frac{\text{Costo } K}{(1 - K)} = \text{costo} \left( 1 + \frac{K}{1 - K} \right)$$

Donde: Costo = B + C + D + E + F (Tabla VI-18)

$$\text{Precio nuevo} = \text{costo nuevo} \left( 1 + \frac{K}{1 - K} \right)$$

La formula anterior nos permitiría obtener el nuevo precio al modificarse algunos de los rubros propios de la producción de 2-feniletanol. A manera de ejemplo y utilizando los datos disponibles tenemos: Utilidad bruta 45% (tabla VI-18) respecto al valor de la venta  $K = 0.45$

$$\text{Costos anteriores} = 26451.94$$

$$\text{Precio anterior} = 0.1$$

$$\text{Utilidad anterior} = \frac{\text{Costo anterior } K}{1 - K} = \frac{(26451.94)(0.45)}{1 - 0.45} = 21642.50$$

#### VI.8.0. PRODUCTIVIDAD.

##### Definiciones:

**Productividad.** Es el uso eficiente de los recursos para elaborar cualquier producto, dentro de su especificación (calidad).

**Eficacia.** Es la capacidad o virtud de lograr algo (aptitud humana y tecnológica).

**Eficiencia.** Es el óptimo empleo de las herramientas y materiales en un tiempo determinado (involucra en gran medida la actitud humana).

**Índice de productividad.** Es la relación que existe entre lo elaborado y lo consumido para elaborarlo (materias primas, energía, maquinaria y mano de obra).

La productividad basada en la misma tecnología puede ser mejorada buscando siempre una mejor eficiencia en el empleo de los recursos.

Para vigilar el incremento o decremento de la productividad, deberán vigilarse en el mismo período de tiempo la participación de cada uno de los recursos y deberán ser medidos exclusivamente por sí mismos y en sus propias unidades, sin tomar en cuenta su valor económico (a menos que éste se haga a valores constantes). Deberá ser así porque los valores de los recursos, por razones ajenas a la productividad, pueden tener variaciones peculiares que distorsionen el valor del índice de la productividad.

Lo anterior significa que los recursos tienen que ser valorados en forma independiente de cualquier otro factor. También se le puede dar un valor monetario arbitrario y por lo tanto inamovible, y en tal caso el valor puede ser incluso alejado de la realidad, pero manteniendo la proporcionalidad de los mismos.

Planteando a manera de ejemplo un índice de productividad para el 2-feniletanol con los datos obtenidos planteamos lo siguiente:

$$\frac{1.2 \text{ tonelada de 2 – feniletanol dentro de especificación}}{1 \text{ tonelada de oxido de estireno} + 14 \text{ horas maquina} + 1054 \text{ KWhr} + 16 \text{ horas hombre}}$$

El número anterior podrá producir un índice genérico de productividad, sumando arbitrariamente todos los números:

$$\frac{1.2}{1085} = 0.00092$$

Cualquier disminución de estos recursos indicará un incremento en el índice.

Cada uno de los insumos que intervienen en la producción tiene un peso específico y su suma total representa el costo directo de producción, sobre el cual se mide la productividad.

Resumiendo lo anterior, se insiste en que el índice de productividad se refiere exclusivamente a los insumos que intervienen en la elaboración directa del producto y por ello, excluyendo a factores externos a los mismos, que pueden ser, entre otros: la eficiencia administrativa, la eficiencia de las ventas, el valor de los insumos y del precio de venta.

Para poder tener una visión de cómo se afectaría el índice de productividad planteamos una disminución de 10% en los KW\*hr y una disminución del 16 a 12 horas hombre por mostrar un ejemplo tendríamos

$$\frac{1.2 \text{ tonelada de 2 – feniletanol dentro de especificación}}{1 \text{ tonelada de oxido de estireno} + 14 \text{ horas maquina} + 948.6 \text{ KWhr} + 12 \text{ horas hombre}}$$

$$\frac{1.2}{975.6} = 0.00123$$

Esto representaría un incremento en la productividad de:

$$\frac{0.00123}{0.00092} * 100 = 133.45\%$$

#### **VI.9.0. CONCLUSIONES.**

Un aspecto fundamental son las materias primas, la información obtenida con respecto a este rubro es que en México es posible tener un abastecimiento adecuado para la producción de 2-feniletanol. Los equipos necesarios son también adquiribles en México y su valor no representa un costo que afecte la viabilidad del producto.

En la actualidad las consideraciones mediambientales son un aspecto fundamental al momento de considerar poner en marcha un proyecto, para el caso de la producción de 2-feniletanol se tiene recuperación de solventes y los productos de reacción no son contaminantes, si bien es cierto en toda industria se genera cierto grado de contaminación debido a la combustión para la generación de energía principalmente podemos concluir que en la producción del 2-feniletanol no representa un rubro que nos indique que la producción es inviable.

Los datos presentes en VI.1.0. (Plan global de inversión), VI.2.0 (costo de operación y rentabilidad) nos permite obtener el punto de equilibrio que nos da una visión rápida del gasto y la utilidad del producto. Se considera que un producto puede ser viable si no supera los 6 meses, para el caso del 2-feniletano tenemos 4.80 meses.

Otro dato es la tasa interna de retorno que no debe ser mayor a 5 años, para el caso del 2-feniletanol esta representa 2 años que está dentro del rango para poder llevar a cabo un proyecto.

Como pudimos observar (II.2.0) el producto utilizado en México y que es de importación tiene una tendencia al crecimiento esto además de lo ya planteado nos hace pensar que la producción en México con el precio propuesto a valor constante sería competitivo para incursionar en el mercado existente en México.

Es importante hacer notar que la producción en México estaría firmemente vigilada debido al status que presenta el producto (acuerdo de control y vigilancia) esto representaría un firme control en la distribución esto es posible con una buena organización en la empresa.

Teniendo en cuenta los datos presentados en este trabajo podemos concluir que la producción de 2-feniletanol en México representaría una opción factible.

## BIBLIOGRAFIA.

- 1) Anaya Duran A. (1998). "Recomendaciones para el diseño de plot-plan". Instituto Mexicano del Petroleo.
- 2) ANFPA. Consumidores de 2-feniletanol. Consulta 2011, en Descarte no.54 Nueva Anzures México D.F.
- 3) Artículo 291 de la ley general de salud y 134 de su reglamento en insumos (2010), México DF.
- 4) Brizuela E. (2003). "Combustión". 1ra parte, Facultad de Ingeniería, Universidad de Buenos Aires
- 5) COFEPRIS (2012). Estupefacientes, psicotrópicos y sustancias químicas. Consulta 2011, en <http://www.cofepris.gob.mx>
- 6) Coulson J.M., Richarson J.M. (2003). "Ingenieria Química Operaciones Unitarias". Tomo II, Sevilla: Reverté.
- 7) Crane. "Flujo de Fluidos". México: Mc. Graw-Hill.
- 8) Decelis Contreras R. (1995). "Evaluación de Proyectos". Estado México.
- 9) Diario oficial de la federación, consejo de salubridad general (2009), Primera sección, México DF.
- 10) Estrada León J.M. (1994). "Diseño y cálculo de recipientes a Presión". México D.F.
- 11) Harris D.C. (2001). "Análisis Químico Cuantitativo". 2da edición, Barcelona: Reverte.
- 12) INEGI (2012). Producto interno bruto. Consulta 2011, en <http://www.inegi.org.mx>
- 13) IPCS 2011. "Programa Internacional de Seguridad de Sustancias Químicas". Consulta 2011, en [http://training.itcilo.it/actrav\\_cdrom2/es/osh/kemi/alfagem.htm](http://training.itcilo.it/actrav_cdrom2/es/osh/kemi/alfagem.htm)
- 14) Kern D.Q. (1999). "Procesos de Transferencia de Calor". 1a.Edición, México: Continental.
- 15) KIRM I .(2005). "Nuevas rutas más respetuosas con el medio ambiente para síntesis de 2-feniletanol y óxido de estireno". Tesis doctoral, Tarragona, Universitat Rovira I Virgili.
- 16) Metodología de la comisión nacional para el ahorro de energía (2003). Diagnostico Energético de Calentadores a Fuego Directo.
- 17) Noel de Nevers (2006). "Mecánica de Fluidos para Ingenieros Químicos". 1ª. Edición, México: Continental.
- 18) Ocaña Zarceña Ma. A. (2005). "Síntesis de Hidrotalcitas y Materiales Derivados". Tesis doctoral, Madrid, Universidad Complutense de Madrid.
- 19) PERRY R. H. (1999). "Chemical Engineers Handbook". Sección 10, 7ma. Edición, International: Mc. Graw-Hill.
- 20) POLING, BRUCE; PRAUSNITZ, JOHN & O'CONNELL, JOHN (2001). "The Properties of Gases and Liquids". 5th edition. New York: McGraw Hill.
- 21) Publicación de la American Petroleum Institute (1988). "Welded Steel Tanks for oil Storage(API 650)". 8va. Edición, Washington, D.C.
- 22) Publicación de la American Society og Mechanical Engineers. (1995). "Código A.S.M.E. sección VIII División 1".
- 23) Scribd (2011). "Hidrogenación". Consulta 2011 en <http://es.scribd.com/doc/53159089/aceites-hidrogenados>

- 24) Secretaria de economía (2012). Sistema de información arancelaria. Consulta 2011, en <http://www.economia-snci.gob.mx>
- 25) solvaychemicals.us (2012). “Hoja de seguridad H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>”. Consulta 2011, en: <http://www.solvaychemicals.us/static/wma/pdf/6/6/0/5/HH-2323-sp.pdf>
- 26) Streeter V. L. (1970). “Mecánica de los fluidos”. 4ta. Edición, México: Mc. Graw-Hill.
- 27) Svec W.Y., Monnery W.D. (1993). “Design Two- Phase Separators Within the Right Limits”. Chemical Engineering Progress 53-60.
- 28) Wikipedia (2012). “ecuaciones de estado”. Consulta 2011 en: [http://es.wikipedia.org/wiki/Ecuaci%C3%B3n\\_de\\_estado](http://es.wikipedia.org/wiki/Ecuaci%C3%B3n_de_estado)