



30061 P  
3  
2y.

**UNIVERSIDAD LA SALLE**

**ESCUELA DE QUIMICA**  
Incorporada a la U. N. A. M.

**Evaluación Preliminar Técnico-Económica para la Instalación  
de una Planta Productora de Dimetildiclorosilano**

**TESIS PROFESIONAL**

Que para obtener el título de  
**Ingeniero Químico**

p r e s e n t a :

**Yolanda de la Fuente de León**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

México, D. F.

1986



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

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

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

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

## I N D I C E

	Pág.
CAPITULO I. INTRODUCCION -----	1
CAPITULO II. DEFINICION DE CAPACIDAD -----	5
CAPITULO III. DESCRIPCION DEL PROCESO Y BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA -----	9
CAPITULO IV. DIMENSIONAMIENTO Y ARREGLO DE EQUIPO -----	29
CAPITULO V. EVALUACION ECONOMICA -----	135
CAPITULO VI. ANALISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES -----	159
BIBLIOGRAFIA -----	162

## CAPITULO I

### INTRODUCCION

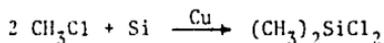
- Objetivo del Proyecto
- Antecedentes del Producto
- Aplicaciones
- Descripción General del Proceso

El objetivo de este proyecto es el efectuar una evaluación preliminar técnico-económica de una planta productora de dimetildiclorosilano, con el fin de conocer la factibilidad de su instalación en nuestro país.

El dimetildiclorosilano es el principal producto del grupo de los organoclorosilanos, los cuales constituyen la clase más grande de compuestos orgánicos del silicio (2).

La importancia del dimetildiclorosilano radica en su configuración, ya que gracias a ella se adecúa para reacciones posteriores, y de ahí encuentra su aplicación como producto intermedio para la obtención de polímeros de silicones (1).

De la reacción entre el cloruro de metilo y el silicio se obtiene el dimetildiclorosilano utilizando como catalizador cobre:

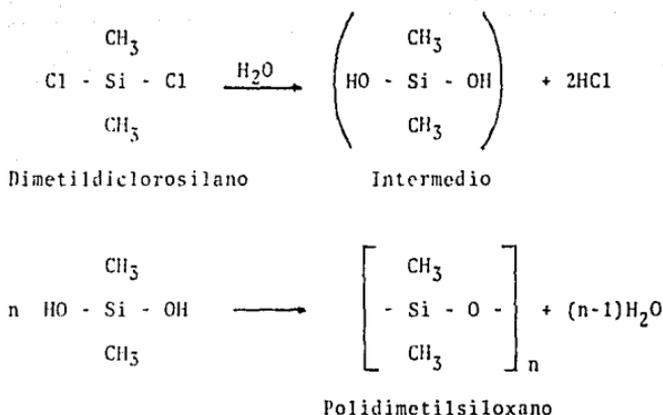


De esta reacción se obtienen otros subproductos, pero gracias al catalizador y a condiciones de temperatura es posible dirigir la reacción hacia el dimetildiclorosilano en un alto porcentaje (1) (2) (3) (4) (5). Esta Síntesis Directa fue sugerida en 1945 por Eugene G. Rochow, quien realizó trabajos intensivos en la química de los silicones, desplazando así la síntesis de Grignard que se venía utilizando desde 1900 para obtener los organoclorosilanos.

La reacción se lleva a cabo en un reactor de lecho fluidizado, en donde se alimentarán constantemente silicio y cobre en polvo y el cloruro de metilo (que a presión atmosférica es un gas); se mantendrá una temperatura de 250°C. Los productos de la reacción se separarán por destilación, obteniendo así el dimetildiclorosilano al 99.0 % de pureza, siendo ésta la requerida para emplearlo en reacciones posteriores.

El dimetildiclorosilano es polimerizado por hidrólisis

para obtener el silicón:



el peso molecular y la estructura del producto puede variar, agregando en la mezcla de polimerización pequeñas cantidades de trimetilclorosilano  $(\text{CH}_3)_3\text{SiCl}$  o metiltriclorosilano  $\text{CH}_3\text{SiCl}_3$ , estos compuestos detienen la formación de la cadena, y la proporción usada determina directamente el límite superior del peso molecular.(1)

Los silicones dimetílicos (polidimetilsiloxanos) de bajo peso molecular son llamados silicones líquidos y se utilizan en la elaboración de una serie de productos que tienen uso en casi todas las industrias, pues se emplean lo mismo para hacer cosméticos, que para fabricar hules especiales, lubricantes de altas temperaturas, agentes anti-

espumantes, emulsificantes, antiadherentes, impermeabilizantes, repelentes y por sus propiedades dieléctricas son apropiados para muchas aplicaciones eléctricas y electrónicas.

Actualmente no se produce el dimetildiclorosilano en México, todo el que consume lo obtiene a través de importaciones. Con base en datos históricos y proyecciones de mercado se define la capacidad de la planta productora; a través del estimado de la inversión y la evaluación económica se obtiene la factibilidad de la instalación de esta planta en México.

## CAPITULO II

### DEFINICION DE CAPACIDAD

- Consumo Actual del Dimetildiclorosilano
- Importaciones del Dimetildiclorosilano
- Proyección del Mercado
- Definición de la Capacidad de la Planta

El dimetildiclorosilano, es un producto que no se produce en México, y todo el consumo lo adquiere a través de importaciones. En 1984 el volumen de importación de este producto fue de 1 410 030 Kg.

Las importaciones del producto se han visto afectadas por la continua devaluación de nuestra moneda y por el racionamiento de importaciones, consecuencia de la misma devaluación. Sin embargo, pese a estas circunstancias, la importación del dimetildiclorosilano no ha sido suspendida.

TABLA DE IMPORTACIONES DEL DIMETILDICLOROSILANO

AÑO	VOLUMEN (KG)
1975	44 415
1976	1 034 742
1977	768 526
1978	761 040
1979	1 175 352
1980	850 562
1981	1 046 628
1982	997 238
1983	1 202 578
1984	1 410 030

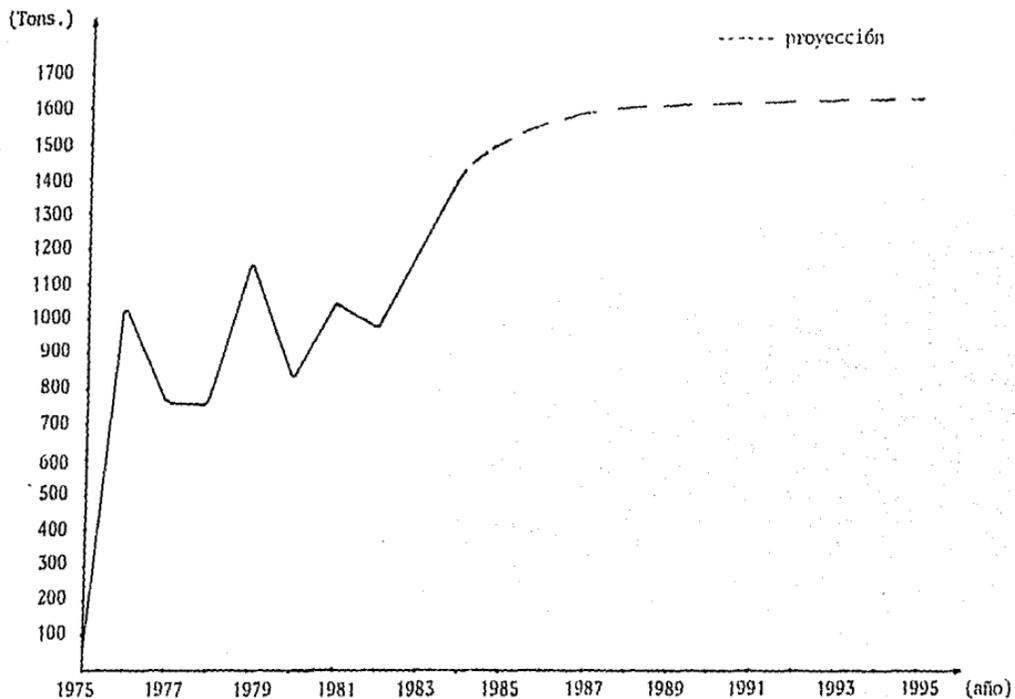
Ya se ha podido apreciar la irregularidad del volumen de las importaciones del producto, y debido a ello es difícil hacer la proyección del mercado que tendrá el dimetildiclorosilano que sea lo más apegada a la realidad.

A partir de 1982, el volumen de importación aumentó hasta llegar a 1 410 toneladas para el año de 1984; si se considerara una situación económica de mayor estabilidad que la comprendida en el período 1977-1982, se podría esperar que para los años siguientes el volumen de importación aumente,

sin embargo, es demasiado arriesgado suponer un gran aumento en el volumen de importaciones, ya que se corre el riesgo de estimar muy por encima del volumen que se requerirá realmente. Es por esto que se ha considerado, que es preferible estimar un aumento más razonable (y de menor riesgo) en la proyección del volumen de importaciones del dimetildiclorosilano.

Numéricamente se hablará de un incremento de 210 toneladas con respecto al año de 1984. Teniendo una capacidad instalada de 1620 toneladas anuales, se cubrirá el 100 % del mercado nacional hasta el año de 1992, y para el año de 1996 se estima cubrir hasta el 95 % del mercado.

GRAFICA DE IMPORTACIONES DEL DIMETILDICLOROSILANO (1975-1984)



## CAPITULO III

### DESCRIPCION DEL PROCESO Y BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

- Bases de Diseño
- Descripción del Proceso
- Balance de Materia
- Balance de Energía
- Diagrama de Flujo del Proceso

#### Bases de Diseño

Se hará el diseño a nivel preliminar con el fin de conocer las ventajas y limitaciones que se presentan para montar la planta. Esta se diseñará para tener una capacidad de 1620 toneladas anuales y un rendimiento del 95 %.

Las materias primas son: Silicio, el cual se requiere en forma de silicio elemental comercial, es decir polvo con 98 % de pureza. Cloruro de Metilo, se requiere como gas licuado. Cobre, se requiere en forma de cobre elemental, en polvo y con una pureza del 99 %; y Dimetileter, que se requiere como gas licuado.

El dimetildiclorosilano se obtendrá como líquido incoloro y deberá tener una pureza del 99.4 %.

El silicio y el cobre se manejan en forma de polvo, por lo que se requiere para su almacenamiento de un lugar donde se mantengan sus condiciones originales (libre de humedad). El cloruro de metilo y el dimetileter se almacenarán en tanques a presión, en tanto que el producto, dimetildiclorosilano, se almacenará en tanques a presión atmosférica.

Como se cuenta con que este proyecto se llevará a cabo dentro de las instalaciones de una planta ya instalada, Union Carbide Mexicana, S. A., se utilizarán sus recursos de servicios auxiliares (vapor, agua de enfriamiento, etc.) y el sistema de tratamiento de desechos. Esta planta se encuentra localizada en Apodaca, N. L.

#### Descripción del Proceso

Las materias primas que se utilizarán en el proceso son silicio, cloruro de metilo, cobre y dimetileter, actuando éstos últimos como catalizador y aditivo de reacción, respectivamente.

En el reactor R-201 se cargarán para reaccionar una mezcla

de silicio y cobre en polvo en una relación 10 a 1 (en peso) (5)(6) por medio de la tolva L-201. El cloruro de metilo y el dimetileter son alimentados por la parte inferior del reactor; éstos son almacenados en tanques a presión.

El reactor se encuentra a una temperatura de 250°C y a presión atmosférica, es un lecho fluidizado, en el cual el cobre actúa como catalizador y el dimetileter como aditivo para la reacción. Tanto las condiciones del reactor como el catalizador y el aditivo son factores que aumentarán la proporción de dimetildiclorosilano en el producto de la reacción (5) (6).

Del reactor saldrán los productos por la parte superior, ya que están en fase vapor y pasarán a través del ciclón C-201 con el objeto de separar el polvo (silicio y cobre que no reaccionaron) de los vapores; los polvos serán recolectados en la tolva L-202, de donde pasarán impulsados por una corriente de cloruro de metilo a un tanque enfriador de polvos para ser recirculados al reactor. Los vapores son pasados a través del filtro F-201, con el fin de separar los polvos que no recolectó el ciclón, y en seguida son enviados al condensador E-201, el cual está a presión atmosférica, en donde se condensarán todos los productos de la reacción. La corriente que proviene del condensador pasará

al acumulador A-201 que está a presión atmosférica y a una temperatura de 72°C, en donde los productos no condensables (cloruro de metilo y dimetileter) saldrán por la parte superior para ser enviados al sistema de tratamiento de desechos y los productos condensados saldrán por la parte inferior y pasarán a través del filtro F-202, con el fin de capturar el polvo que aún pueda haber en la corriente; del filtro pasará a la bomba P-201 que enviará la corriente a la torre T-301, la cual trabaja a presión atmosférica. Por el domo, que se encuentra a una temperatura de 48.8°C se obtendrá metilclorosilano, metildiclorosilano, trimetilclorosilano, tetracloruro de silicio y una mínima cantidad de dimetildiclorosilano, que es el producto deseado. Esta corriente se envía al condensador E-301 que está a presión atmosférica y que reducirá la temperatura hasta 30°C. De aquí pasará al acumulador A-301, y por medio de la bomba P-301 se recirculará al domo. Por la parte inferior de la torre se obtienen dimetildiclorosilano, hexacloruro de silicio y una mínima cantidad de metiltriclorosilano; esta corriente se divide en dos: la primera se envía al rehervidor H-301 que opera a presión atmosférica y eleva la temperatura a 120°C, para ser recirculada al fondo de la torre. La segunda pasa a través del filtro F-301 y la bomba P-302 para llevar la corriente a la torre de destilación T-302 que opera a presión atmosférica.

Por el domo se obtendrán una pequeña cantidad de metiltriclorosilano y dimetildiclorosilano, que es el producto deseado, con una pureza de 99.4 %, esta corriente pasará a través del condensador E-302, donde bajará su temperatura hasta 30°C, hacia el acumulador A-302. Posteriormente, por medio de la bomba P-303, una corriente se recirculará al domo de la torre mientras que la otra se enviará a los tanques de almacenamiento de producto terminado. Por el fondo de la torre T-302 se obtiene hexacloruro de silicio y una pequeña cantidad de dimetildiclorosilano. Parte de esta corriente se recirculará al fondo de la torre pasando antes por el rehervidor H-302, donde se aumentará la temperatura a 150°C y el resto se enviará al sistema de tratamiento de deshecho.

#### Balance de Materia en el Reactor

El proceso es continuo y la planta operará 360 días al año. Con base en la capacidad de la planta, ya definida, la producción por hora será:

$$1620\ 000 \frac{\text{Kg}}{\text{año}} \times \frac{1\ \text{año}}{360\ \text{días}} \times \frac{1\ \text{día}}{24\ \text{hrs}} = 187.5 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

La reacción tiene un rendimiento del 95 %, lo que es igual a que el 95 % de los reactivos pasarán a productos.

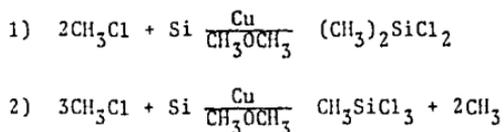
De la reacción entre el silicio y el cloruro metilo se obtendrán los siguientes productos:

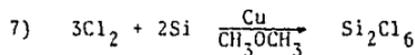
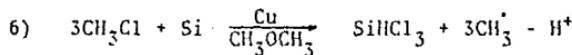
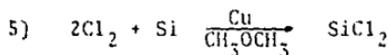
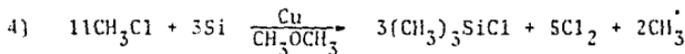
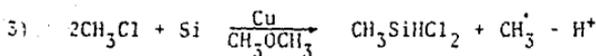
<u>NOMBRE</u>	<u>FORMULA</u>	<u>PROPORCION</u>
Dimetildiclorosilano	$(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2$	78.0 %
Metiltriclorosilano	$\text{CH}_3\text{SiCl}_3$	8.5 %
Metildiclorosilano	$\text{CH}_3\text{SiHCl}_2$	6.0 %
Trimetilclorosilano	$(\text{CH}_3)_3\text{SiCl}$	3.0 %
Tetracloruro de Silicio	$\text{SiCl}_4$	2.0 %
Triclorosilano	$\text{SiHCl}_3$	1.0 %
Hexaclorodisilano	$\text{Si}_2\text{Cl}_6$	1.0 %
Otros Productos	-	0.5 %

La proporción de cada uno de ellos está dada por las condiciones en las que se lleva a cabo la reacción (7), que en este caso son:

Temperatura	250 °C
Presión	1 atm
Catalizador	Cobre (10 % del silicio empleado) (7) (5)
Aditivo	Dimetileter (20 % del volumen de reactivos) (7)(5)

Las reacciones que se llevan a cabo son:





REACCION 1

BASE: 1 hr.

$(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2$  producido:  $187.5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

kg mol  $(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2$  producido:  $187.5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{kg mol}}{129 \text{ kg}} = 1.453 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$

$\text{CH}_3\text{Cl}$  requerido:  $1.453 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}} \times 2 \times 50.5 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}} = 146.753 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Si requerido:  $1.453 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}} \times 28 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}} = 40.687 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Con base en las proporciones de los subproductos formados,

se obtendrá la cantidad que de cada uno de ellos se forma en la reacción.

### REACCION 2

$$\text{kgmol de } \text{CH}_3\text{SiCl}_3 \text{ producido: } 1.453 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{0.085}{0.78} = 0.158 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{CH}_3\text{Cl requerido: } 0.158 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 3 \times 50.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 23.937 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Si requerido: } 0.158 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 28 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 4.424 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{CH}_3\text{SiCl}_3 \text{ producido: } 0.158 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 149.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 23.621 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

### REACCION 3

$$\text{kgmol de } \text{CH}_3\text{SiHCl}_2 \text{ producido: } 1.453 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{0.06}{0.78} = 0.112 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{CH}_3\text{Cl requerido: } 0.112 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 2 \times 50.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 11.312 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Si requerido: } 0.112 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 28 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 3.136 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{CH}_3\text{SiHCl}_2 \text{ producido: } 0.112 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 115 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 12.88 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

REACCION 4

$$\text{kgmol de } (\text{CH}_3)_3\text{SiCl producido: } 1.453 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{0.03}{0.78} = 0.056 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{CH}_3\text{Cl requerido: } 0.056 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{11}{3} \times 50.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 10.369 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Si requerido: } 0.056 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 28 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 3 = 4.704 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$(\text{CH}_3)_3\text{SiCl producido: } 0.056 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 108.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 6.076 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

REACCION 5

$$\text{kgmol de SiCl}_4 \text{ producido: } 1.453 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{0.02}{0.78} = 0.037 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{Si requerido: } 0.037 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 28 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 1.036 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Si Cl}_4 \text{ producido: } 0.037 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 170 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 6.290 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

REACCION 6

$$\text{kgmol de SiHCl}_3 \text{ producido: } 1.453 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{0.01}{0.78} = 0.019 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{CH}_3\text{Cl requerido: } 0.019 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 3 \times 50.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 2.879 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Si requerido: } 0.019 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 28 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 0.532 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Si HCl}_3 \text{ producido: } 0.019 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 135.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 2.575 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

### REACCION 7

$$\text{kgmol de Si}_2\text{Cl}_6 \text{ producido: } 1.453 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{0.01}{0.78} = 0.019 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{Si requerido: } 0.019 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 2 \times 28 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 1.064 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Si}_2\text{Cl}_6 \text{ producido: } 0.019 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 269 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 5.111 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{TOTAL de CH}_3\text{Cl requerido: } 195.250 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \rightarrow 3.866 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{TOTAL de Si requerido: } 55.583 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \rightarrow 1.985 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Tanto los kgmol de cloruro de metilo, como los de silicio, equivalen al 95 % de lo que entra a reacción, por lo que:

$$\text{CH}_3\text{Cl que entra al reactor: } 3866 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{1.0}{0.95} = 4.069 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$4.069 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 50.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 205.485 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Si que entra al reactor: } 1.985 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times \frac{1.0}{0.95} = 2.089 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$2.089 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 28 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 58.492 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$\text{CH}_3\text{Cl}$  que sale sin reaccionar: 205.485 kg - 195.250 kg  
= 10.235 kg

Si que sale sin reaccionar: 58.492 kg - 55.583 kg  
= 2.909 kg

Otros productos que se forman: 6.780 kg

### Catalizador y Aditivo para la Reacción

#### Catalizador

Se emplea cobre en polvo y la cantidad óptima a utilizar es el 10 % del silicio que entra a reaccionar (7)(5).

Silicio que entra al reactor: 58.492 kg/h

Cobre requerido:  $0.1(58.492)$ : 5.849 kg/h

#### Aditivo

La adición de dimetileter en la reacción, favorece la formación del dimetildiclorosilano, empleando aproximadamente el 20 % del volumen de reactivos (7)(5).

Para obtener el volumen de cloruro de metilo que entra al reactor, se supondrá que este gas se comportará idealmente.

$\text{CH}_3\text{Cl}$  que entra al reactor: 205.485 kg/h

peso molecular  $\text{CH}_3\text{Cl}$ : 50.5 kg/kgmol

temperatura: 250°C

como:  $PV = nRT$

$$V = \frac{nRT}{P}$$

$$n = \frac{205,485 \text{ gr}}{50.5 \text{ gr/grmol}} = 4,069 \text{ grmol}$$

$$\text{entonces: } V = 4,069 \text{ grmol} \times 0.082 \frac{\text{atm l}}{\text{grmol}^\circ\text{K}} \times \frac{523^\circ\text{K}}{1 \text{ atm}} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ l}}$$

$$V = 174.503 \text{ m}^3 \text{ de } \text{CH}_3\text{Cl}$$

El volumen que ocupen el silicio y el cobre es despreciable frente al volumen que ocupa el  $\text{CH}_3\text{Cl}$ , por lo que:

$$20 \% \text{ del volumen: } 174.503 \text{ m}^3 (0.2) = 34.9 \text{ m}^3$$

Suponiendo que el dimetileter se comporta idealmente:

$$PV = nRT \therefore n = \frac{PV}{RT} \quad \text{Peso molecular dimetileter: } \frac{46 \text{ gr}}{\text{grmol}}$$

$$n = \frac{1 \text{ atm} \times 34.9 \text{ m}^3}{0.082 \frac{\text{atm l}}{\text{grmol}^\circ\text{K}} \times 523^\circ\text{K}} \times \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{46 \text{ gr}}{\text{grmol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}}$$

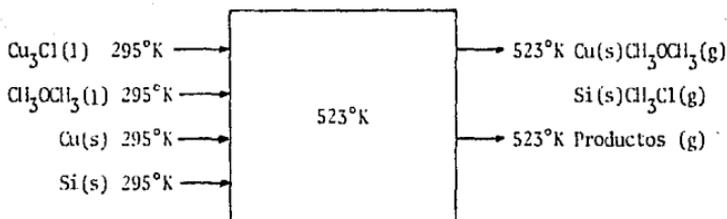
$$n = 37.434 \text{ kg}$$

La cantidad de dimetileter que se requerirá es: 37.434 kg/h

TABLA RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIA EN EL REACTOR

	E N T R A		S A L E	
	kg	% peso	kg	% peso
$\text{CH}_3\text{Cl}$	205.485	66.88	10.235	3.33
Si	58.492	19.04	2.909	0.95
Cu	5.849	1.90	5.849	1.90
$\text{CH}_3\text{OCH}_3$	37.434	12.18	37.434	12.18
$(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2$	-	-	187.500	61.02
$\text{CH}_3\text{SiCl}_3$	-	-	23.621	7.69
$\text{CH}_3\text{SiHCl}_2$	-	-	12.880	4.19
$(\text{CH}_3)_3\text{SiCl}$	-	-	6.076	1.98
$\text{SiCl}_4$	-	-	6.290	2.05
$\text{SiHCl}_3$	-	-	2.575	0.84
$\text{Si}_2\text{Cl}_6$	-	-	5.111	1.66
Otros	-	-	6.780	2.21
TOTAL	307.260	100.00	307.260	100.00

## BALANCE DE ENERGIA EN EL REACTOR



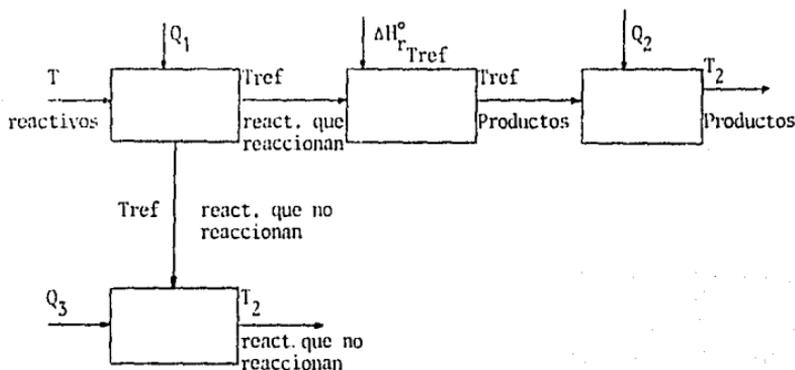
Los reactivos entrarán al reactor a una temperatura  $T_1$ , que en este caso se considera de 22°C.

Para hacer el cálculo del calor de reacción, es necesario conocer los calores de formación de los productos, los cuales generalmente en las publicaciones están dados a 25°C, que es la temperatura de referencia. Como en este caso, los reactivos se encuentran a 22°C, es necesario conocer el calor que se requiere para pasar los reactivos a la temperatura de referencia (25°C), este calor será  $Q_1$ .

Estando los reactivos a la temperatura de referencia, se calcula el calor de reacción, los productos que se obtienen están a la temperatura de referencia, y es necesario aumentar la temperatura a  $T_2$  que es la temperatura a que salen los productos del reactor, que para este caso es de

250°C, el calor necesario para efectura este incremento es  $Q_2$ .

No todos los reactivos que entran al reactor reaccionan, ya que la conversión a productos es del 95 %, y porque el catalizador y el aditivo de reacción no intervienen como reactivos; todos ellos, dentro del reactor sufren solamente un incremento de temperatura, de  $T_1$  a  $T_2$ , el calor requerido para ello es  $Q_3$ .



El balance está dado por:

$$Q_{total} = \Sigma \Delta H_R^\circ - Q_1 - Q_2 - Q_3$$

en donde

$$\Delta H_R^\circ = \left[ \sum_{i=1}^{i=np} n_{pi} \Delta H_{fip}^\circ \right] - \left[ \sum_{i=1}^{i=nr} n_{ri} \Delta H_{fir}^\circ \right]$$

$n_{pi}$  = número de moles de producto  $i$  que se forma

$n_{ri}$  = número de moles de reactivo  $i$  que reacciona

Se calculará el calor de reacción de cada una de las reacciones que se llevan a cabo. Siguiendo el orden de las reacciones que se han mostrado en las páginas 14 y 15.

Debido a la falta de información acerca de los calores de formación y capacidad calorífica de los compuestos organosilícicos, y aprovechando que el carbono y el silicio pertenecen al mismo grupo dentro de la tabla periódica (IV A), por lo que sus propiedades no difieren mucho entre sí, se tomarán los calores de formación y capacidades caloríficas de los compuestos del carbono análogos a los del silicio (8).

$$1) \quad \Delta H_r^\circ = (\Delta \hat{H}_f^\circ(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2) - [2(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{CH}_3\text{Cl}) + \Delta \hat{H}_f^\circ\text{Si}]$$

$$\Delta H_r^\circ = 17,697.54 \text{ Kcal}$$

$$2) \quad \Delta H_r^\circ = (\Delta \hat{H}_f^\circ\text{CH}_3\text{SiCl}_3) - [3(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{CH}_3\text{Cl}) + \Delta \hat{H}_f^\circ\text{Si}]$$

$$\Delta H_r^\circ = 14,798.28 \text{ Kcal}$$

$$3) \quad \Delta H_r^\circ = (\Delta \hat{H}_f^\circ\text{CH}_3\text{SiHCl}_2) - [2(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{C}_1_2) + \Delta \hat{H}_f^\circ\text{Si}]$$

$$\Delta H_r^\circ = 3,205.44 \text{ Kcal}$$

$$4) \quad \Delta H_r^\circ = [3(\Delta \hat{H}_f^\circ(\text{CH}_3)_3\text{SiCl}) + 5(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{Cl}_2)] - [11(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{CH}_3\text{Cl})]$$

$$\Delta H_r^\circ = 22,011.376 \text{ Kcal}$$

$$5) \quad \Delta H_r^\circ = (\Delta \hat{H}_f^\circ\text{SiCl}_4) - [2(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{Cl}_2) + \Delta \hat{H}_f^\circ\text{Si}]$$

$$\Delta H_r^\circ = -5,272.5 \text{ Kcal}$$

$$6) \quad \Delta H_r^\circ = (\Delta \hat{H}_f^\circ\text{SiCl}_3) - [3(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{CH}_3\text{Cl}) + \Delta \hat{H}_f^\circ\text{Si}]$$

$$\Delta H_r^\circ = 2,248.08 \text{ Kcal}$$

$$7) \quad \Delta H_r^\circ = (\Delta \hat{H}_f^\circ\text{Si}_2\text{Cl}_6) - [3(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{Cl}_2) - 2(\Delta \hat{H}_f^\circ\text{Si})]$$

$$\Delta H_r^\circ = -587.86 \text{ Kcal}$$

$$\Sigma \Delta H_r^\circ = 54,100.356 \text{ Kcal}$$

Q<sub>1</sub> estará dado por:

$$Q_1 = m_{\text{CH}_3\text{Cl}} \int_{295^\circ\text{K}}^{298^\circ\text{K}} C_{p\text{CH}_3\text{Cl}} dt + m_{\text{Si}} \int_{295^\circ\text{K}}^{298^\circ\text{K}} C_{p\text{Si}} dt + m_{\text{Cu}} \int_{295^\circ\text{K}}^{298^\circ\text{K}} C_{p\text{Cu}} dt$$

en donde

$$Q_1 = 185.903 \text{ Kcal}$$

$Q_2$  estará dado por:

$$\begin{aligned} Q_2 = & m_{(\text{Cl}_3)_2\text{SiCl}_2} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{(\text{Cl}_3)_2\text{SiCl}_2} dt + m_{\text{SiCl}_4} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{\text{SiCl}_4} dt \\ & + m_{(\text{Cl}_3)_3\text{SiCl}} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{(\text{Cl}_3)_3\text{SiCl}} dt + m_{\text{SiCl}_4} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{\text{SiCl}_4} dt \\ & + m_{\text{SiHCl}_3} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{\text{SiHCl}_3} dt + m_{\text{Si}_2\text{Cl}_6} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{\text{Si}_2\text{Cl}_6} dt \end{aligned}$$

en donde

$$Q_2 = 12,508.611 \text{ Kcal}$$

y  $Q_3$  estará dado por:

$$Q_3 = m_{\text{Cu}} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{\text{Cu}} dt + m_{\text{CH}_3\text{OCl}_3} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{\text{CH}_3\text{OCl}_3} dt + m_{\text{Cl}_3\text{Cl}} \int_{298^\circ\text{K}}^{523^\circ\text{K}} C_p^{\text{Cl}_3\text{Cl}} dt$$

$$+ m_{\text{Si}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{525^{\circ}\text{K}} C_{p\text{Si}} dt$$

en donde

$$Q_3 = 4328.46 \text{ Kcal}$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la ecuación:

$$Q_{\text{TOTAL}} = \Sigma \Delta H_T^{\circ} - Q_1 - Q_2 - Q_3$$

tenemos:

$$Q_{\text{TOTAL}} = 37,077.378 \text{ Kcal}$$

El reactor requerirá de enfriamiento para remover esta cantidad de calor. El medio de enfriamiento será agua y la cantidad necesaria será:

$$\text{como } Q = m C_p \Delta T, \quad m = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

El cambio de temperatura ( $\Delta T$ ) del agua será de  $5^{\circ}\text{C}$

$$C_{p\text{H}_2\text{O}} = \frac{1 \text{ Kcal}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}}$$

$$\text{entonces: } m = \frac{37,077.378 \text{ Kcal}}{1 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \times 5^{\circ}\text{C}} = 7,415.4756 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El flujo de agua necesaria será:

$$7,415.4756 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ kg}} \times \frac{\text{gal}}{3.785 \times 10^{-3} \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 32.65 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

flujo de agua = 32.65 GPM



## CAPITULO IV

### DIMENSIONAMIENTO Y ARREGLO DE EQUIPO

- Zona de Almacenamiento
- Zona de Reacción
- Zona de Separación
- Equipos Auxiliares
- Arreglo de Equipo

#### Zona de Almacenamiento

La zona de almacenamiento comprende los tanques necesarios para almacenar tanto la materia prima como el producto terminado.

Las materias primas que requieren de tanque de almacenamiento son el cloruro de metilo y el dimetileter, ambos se almacenan como gases licuados.

Tanques A-101. Almacenamiento de Cloruro de Metilo.

Se tendrá un inventario de 50 días para el cloruro de me-

tilo. Se almacenará en 5 tanques a una presión de  $6 \text{ kg/cm}^2$ .

Cloruro de metilo en inventario:

$$205.485 \text{ kg/h} \times 24 \text{ h/día} \times 50 \text{ días} = 246,582 \text{ kg}$$

Volumen de un tanque:

$$\frac{246,582 \text{ kg}}{5} = 49,316.4 \text{ kg}$$

Densidad  $\text{CH}_2\text{Cl}$ :  $\rho_l = 0.915 \text{ gr/cm}^3$

$$49,316.4 \text{ kg} \times \frac{\text{cm}^3}{0.915 \text{ gr}} \times \frac{1000 \text{ gr}}{\text{Kg}} \times \frac{(1 \text{ m})^3}{(100 \text{ cm})^3} = 53.8977 \text{ m}^3$$

Los tanques se llenarán a un 80 % de su capacidad, por lo que el volumen será:

$$\frac{53.8977 \text{ m}^3}{0.8} = 67.3721 \text{ m}^3 = \text{volumen}$$

Las dimensiones del tanque serán:

$$V_c = D^2 \frac{\pi L}{4} \quad \frac{L}{D} = 10 \quad L = 10 D$$

$$V_c = \frac{D^3 \pi 5}{2}$$

$$D = \sqrt[5]{\frac{2Vc}{5\pi}} = \sqrt[5]{\frac{2(67.3721)}{5\pi}} = 2.05 \text{ m}$$

Diámetro = 2.05 m

Longitud = 20.5 m

Recalculando el volumen:

$$\text{Vol} = \frac{D^3 \pi L}{2} = \frac{(2.05)^3 \pi 20.5}{2} = 67.66 \text{ m}^3$$

El material de los tanques será acero al carbón

$$\text{espesor: } \frac{P_D R}{SE - 0.6 P_D} = t$$

en donde:  $P_D$  = presión de diseño (psi)

$R$  = radio interno (in)

$S$  = esfuerzo del material (psi)

$E$  = eficiencia de la soldadura

$t$  = espesor

$$P_D = 1.5 P_T$$

$P_T$  = presión de trabajo

$$6 \text{ kg/cm}^2 = 85.34 \text{ lb/in}^2$$

$$P_D = 1.5(85.34 \text{ lb/in}^2) = 128.01 \text{ lb/in}^2$$

$$S = 17,500 \text{ lb/in}^2$$

$$E = 1.0$$

$$R = 40.35 \text{ in}$$

$$t = \frac{(128.01)(40.35)}{17,500(1) - 0.6(128.01)} = 0.30 \text{ in}$$

espesor 1/2 in

Tanques A-102. Almacenamiento de dimetileter

Se tendrá un almacenamiento de 50 días para el dimetileter.

Se almacenará en dos tanques a una presión de  $7 \text{ kg/cm}^2$ .

Dimetileter en inventario:

$$37.44 \text{ kg/h} \times 24 \text{ hr/día} \times 50 \text{ días} = 44,928 \text{ kg}$$

Volumen de un tanque:

$$\frac{44,928 \text{ kg}}{2} = 22,464 \text{ kg}$$

Densidad  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$ :  $\rho_l = 0.677 \text{ gr/cm}^3$

$$22,464 \text{ kg} \times \frac{\text{cm}^3}{0.677 \text{ gr}} \times \frac{1000 \text{ gr}}{\text{kg}} \times \frac{(1 \text{ m})^3}{(100 \text{ cm})^3} = 33.1817 \text{ m}^3$$

Los tanques se llenarán a un 80 % de su capacidad, por lo que el volumen será:

$$\frac{33.1817 \text{ m}^3}{0.8} = 41.4771 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del tanque serán:

$$V_c = D^2 \frac{\pi L}{4} \quad \frac{L}{D} = 10 \quad L = 10D$$

$$V_c = \frac{D^3 \pi 5}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 V_c}{5 \pi}} = \sqrt[3]{\frac{2(41.4771)}{5 \pi}} = 1.74$$

Diámetro = 1.74 m

Longitud = 17.4 m

Recalculando el volumen:

$$Vol = \frac{D^3 \pi 5}{2} = \frac{(1.74)^3 \pi 5}{2} = 41.37 \text{ m}^3$$

El material de los tanques será acero al carbón

$$t = \frac{P_D R}{SE - 0.6 P_D}$$

$$P_D = 1.5 P_T$$

$$7 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 99.56 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$P_D = 1.5(99.56 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}) = 149.34 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$S = 17,500 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$*E = 1.0$$

$$R = 34.25 \text{ in}$$

$$t = \frac{(149.34)(34.25)}{17,500(1.0) - 0.6(149.34)} = 0.29 \text{ in}$$

espesor + 1/2 in

Tanques A-103. Almacenamiento de Dimetildiclorosilano.

Se tendrá un inventario de 30 días para el dimetildiclorosilano (producto terminado). Se almacenará en 2 tanques a presión atmosférica.

Dimetildiclorosilano en inventario:

$$185.4891 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} \times 30 \text{ días} = 133,552.152 \text{ kg}$$

Volumen de un tanque:

$$\frac{133,552.152 \text{ kg}}{2} = 66,776.076 \text{ kg}$$

$$\text{densidad } (\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2: \rho_1 = 1.07 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

$$66,776.076 \text{ kg} \times \frac{\text{cm}^3}{1.07 \text{ gr}} \times \frac{1000 \text{ gr}}{\text{kg}} \times \frac{(1 \text{ m})^3}{(100 \text{ cm})^3} = 62.4075 \text{ m}^3$$

Los tanques se llenarán a un 80 % de su capacidad, por lo que el volumen será:

$$\frac{62.4075 \text{ m}^3}{0.8} = 78.0094 \text{ m}^3 = \text{volumen}$$

Las dimensiones del tanque serán:

$$V_c = \frac{D^2 \pi L}{4} \quad \frac{L}{D} = 1.5 \quad L = 1.5 D$$

$$V_c = \frac{1.5}{4} D^3 \pi$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4}{1.5} \frac{V_c}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4}{1.5} \frac{(78.0094)}{\pi}} = 4.0457 \text{ m}$$

Diámetro = 4.1 m

Altura = 6.1 m

Recalculando el volumen:

$$\text{Vol} = \frac{D^2 \pi L}{4} = \frac{(4.1)^2 \pi (6.1)}{4} = 80.54 \text{ m}^3$$

El material de los tanques será acero al carbón.

$$\text{espesor} = t = \frac{P_D R}{SE - 0.6 P_D}$$

$$P_D = 1.5 P_T \quad P_D = 1.5(14.7 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}) = 22.05 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$S = 12,600 \text{ lb/in}^2$$

$$*E = 1.0$$

$$R = 80.71 \text{ in}$$

$$t = \frac{(22.05)(80.71)}{(12,600)(1.0) - 0.6(22.05)} = 0.14 \text{ in}$$

espesor → 1/4 in

\*La eficiencia de la soldadura, para todos los casos, se tomó como 1.0, debido a la alta toxicidad de las sustancias que se almacenarán, y a las presiones a las que son almacenadas.

### Zona de Reacción

La zona de reacción comprende los siguientes equipos: Un reactor, dos tolvas, un ciclón, un tanque enfriador de polvo, dos filtros, un condensador, un acumulador y una bomba.

#### Reactor R-201

Con base en trabajos experimentales realizados en 1943 por Charles Reed y Jerome Coe (9), quienes estudiaron la preparación de organoclorosilanos, basados en la reacción de Eugene Rochow (10), dieron a conocer algunas características del reactor que utilizaron para producir dimetildiclorosilano.

Dan a conocer que el rendimiento de productos es superior, utilizando un lecho fluidizado en lugar de una cama fija de catalizador, experimentaron con diferentes tamaños de reactores, hasta encontrar la altura que consideraron

óptima para que se llevara a cabo la reacción entre el polvo y el gas, esta altura fue de 32 pies (9.75 m). El diámetro del recipiente de reacción depende del flujo de reactivos que se emplean.

La capacidad de producción para un reactor con las características ya definidas está dado por el índice 20.9 libras de producto producido por hora por pie cúbico de reactor (9). Con base en este índice se calcula el volumen requerido de reactor:

Producto obtenido:  $250.833 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$  (comprende todos los productos de la reacción)

$$250.833 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 552.9828 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$\text{Volumen requerido: } \frac{552.9828 \text{ lb/h}}{20.9 \text{ lb/h ft}^3} = 26.4585 \text{ ft}^3$$

Conociendo el volumen y la longitud del reactor, se obtendrá su diámetro:

$$\text{Volumen de un cilindro} = L\pi r^2$$

$$r = \sqrt{\frac{V}{L\pi}} = \sqrt{\frac{26.4585}{32\pi}} = 0.5130 \text{ ft} = 15.64 \text{ cm}$$

$$D = 2r = 1.026 \text{ ft} = 12.31 \text{ in} = 31.28 \text{ cm}$$

Las dimensiones del reactor serán 32 ft de altura y 12 in de diámetro. En la base del reactor estará la entrada del gas; el polvo se alimentará a una altura de 92 cm de la base del reactor.

El material del reactor será acero al carbón.

Tolva L-201

Esta tolva tiene como función contener el silicio y cobre que serán alimentados al reactor. Se dimensionará con base en la cantidad de polvo que deberá contener.

Silicio requerido: 58.492 kg/h

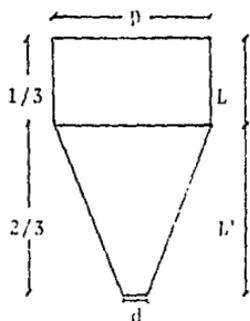
La tolva se cargará tres veces al día

$$58.492 \text{ kg/h} \times 8 \text{ h} = 467.936 \text{ kg}$$

Volumen requerido:

$$\text{Vol} = 467.936 \text{ kg} \times \frac{\text{cm}^3}{2 \text{ gr}} \times \frac{1000 \text{ gr}}{\text{kg}} \times \frac{(1 \text{ m})^3}{(100 \text{ cm})^3} = 0.2340 \text{ m}^3$$

Se dimensionará la tolva para que su volumen sea de 0.25 m<sup>3</sup>.



Volumen del cilindro:

$$V = \frac{D^2 \pi}{4} L$$

Volumen del cono truncado:

$$V = \frac{\pi L'}{12} (D^2 + Dd + d^2)$$

$$D = 21. \quad L' = 21. \quad d = 2 \text{ in}$$

Volumen del cilindro:  $0.15 \text{ m}^3$

$$V = L^3 \pi \quad L = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{0.15}{\pi}}$$

$$L = 0.363 \text{ m}$$

$$D = 0.726 \text{ m}$$

Volumen del cono truncado:

$$d = 5.08 \text{ cm} = 0.0508 \text{ m} = 2 \text{ in}$$

$$L' = 0.726 \text{ m}$$

$$V = \frac{\pi(0.726)}{12} [(0.726)^2 + (0.726)(0.0508) + (0.0508)^2]$$

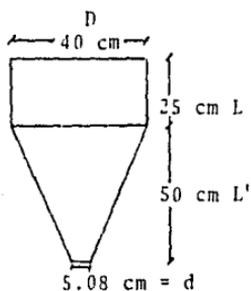
$$V = 0.108 \text{ m}^3$$

Volumen de la tolva =  $0.258 \text{ m}^3$

Material: Acero al carbón

Tolva L-202

Esta tolva tiene la función de recoger los polvos que vienen del ciclón C-201 para regresarlos al reactor.



Volumen del cilindro:

$$V = \frac{D^2 \pi L}{4}$$

$$V = \frac{(0.4)^2 \pi (0.25)}{4} = 0.031 \text{ m}^3$$

Volumen del cono:

$$V = \frac{L'}{12} (D^2 + Dd + d^2)$$

$$V = \frac{\pi(0.5)}{12} [(0.4)^2 + (0.4)(0.0508) + (0.0508)^2]$$

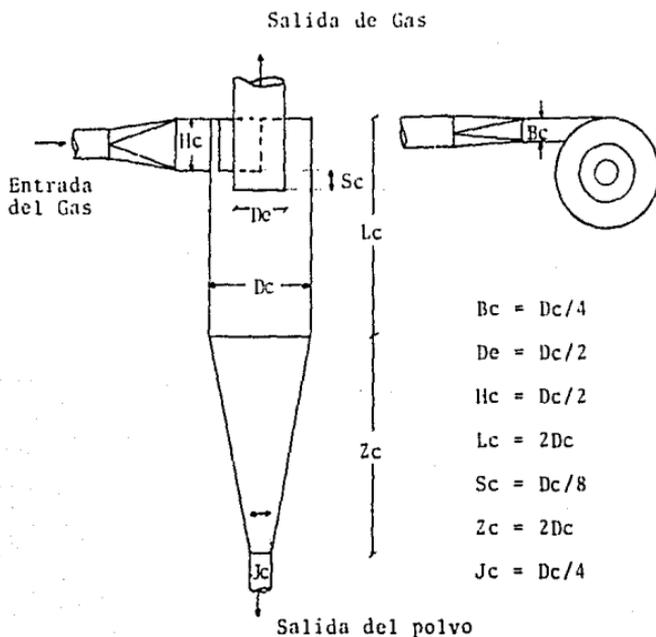
$$V = 0.024 \text{ m}^3$$

Volumen de la tolva:  $0.055 \text{ m}^3$

Material: Acero al carbón

## Ciclón C-201

La función del ciclón es separar el polvo que contiene la corriente de gas que proviene del reactor. El diámetro del ciclón será de 0.75 m. El resto de las proporciones estarán en función del diámetro (11).



Las proporciones serán:  $D_c = 75 \text{ cm}$   
 $B_c = 18.75 \text{ cm}$   
 $D_e = 37.5 \text{ cm}$   
 $L_c = 150 \text{ cm}$   
 $S_c = 9.375 \text{ cm}$   
 $Z_c = 150 \text{ cm}$   
 $J_c = 18.75 \text{ cm}$

El ciclón será de acero al carbón.

#### Tanque Enfriador de Polvo EP-201

Este tanque actuará como una cámara de enfriamiento; el polvo que proviene de la Tolva L-202, viene a una temperatura de  $250^\circ\text{C}$ , y es necesario bajarla, para que el polvo retorne al reactor. Para lograrlo, es necesario poner el polvo en contacto con cloruro de metilo, para que a la vez de enfriar el polvo, lo arrastre de nuevo al reactor.

Los flujos que se manejarán en el tanque son muy pequeños, por lo que no es necesario que tenga grandes proporciones.

Diámetro:  $0.40 \text{ m}$

Longitud:  $1.5 \text{ m}$

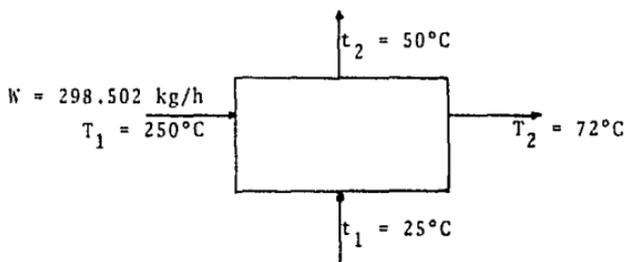
$$V = \frac{D^2 \pi L}{4} = \frac{(0.4)^2 \pi (1.50)}{4} = 0.1885 \text{ m}^3$$

Material: Acero al carbón

Condensador E-201

Su función es condensar los productos de la reacción para posteriormente realizar la separación.

La corriente llega a una temperatura de  $250^{\circ}\text{C}$  y se requiere bajar esta temperatura hasta  $72^{\circ}\text{C}$ , para hacerlo se utilizará agua de enfriamiento.



$$C_p \text{ productos} = 0.22 \frac{\text{cal}}{\text{g}^{\circ}\text{C}}$$

$$C_p \text{ agua} = 1 \frac{\text{cal}}{\text{g}^{\circ}\text{C}}$$

$$\text{agua requerida: } Wc_p(T_1 - T_2) = Wc_p(t_2 - t_1)$$

$$W = \frac{298.502 \text{ kg/h}(0.22 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C})(250^{\circ} - 72^{\circ}\text{C})}{(1 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C})(50^{\circ} - 25^{\circ}\text{C})}$$

$$W = 467.57 \text{ kg/h}$$

Ecuación de Fourier (18):  $Q = U_D \Delta t$

$$U_D = \text{coeficiente total para dise\~no} = 50 \frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^2\text{°F}}$$

$\Delta t = \text{MLTD} = \text{media logar\~mica de la diferencia de temperaturas.}$

$$\text{MLTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

Fluido Cal.		Fluido Fr\~o	Dif	
250°	Temp. alta	50°	200°	$\Delta t_2$
72°	Temp. baja	25°	47°	$\Delta t_1$
178°		25°		

$$\text{MLTD} = \frac{200 - 47}{\ln \frac{200}{47}} = 105.65^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = (\text{MLTD}) F_T$$

en donde  $F_T$  es un factor de correcci3n para arreglo 1 paso por ceraza y 2 por tubos:

$$F_T = 0.85$$

$$\Delta t = (105.65^\circ)(0.85) = 89.80^\circ\text{C}$$

$$Q = U_D \Delta t \quad \text{despejando: } A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$Q = 11566.77 \text{ kcal}$$

$$U_D = 50 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} = 244 \frac{\text{kcal}}{\text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$A = \frac{11,566.77 \text{ kcal}}{244 \frac{\text{kcal}}{\text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} (89.80 \text{ } ^\circ\text{C})} = 0.5279 \text{ m}^2 = 5.68 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area} = L a n \text{ tubos} \quad a = \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \quad L = \text{ft}$$

para una longitud de 4 ft

de tabla 10 del Kern tubos 3/4"  $a = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$n \text{ tubos} = \frac{\text{Area}}{L a} = \frac{5.68 \text{ ft}^2}{(4 \text{ ft})(0.1963)} = 7.23 \quad 8 \text{ tubos}$$

$$U_D \text{ corregido} = 45 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Diámetro de la Coraza.

Para un arreglo en cuadro, con un espaciado entre tubos (pitch) de 1.1/4", el diámetro de coraza necesario para contener los 8 tubos es de 5 in.

Temperaturas calóricas:  $T_c$  y  $t_c$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_R} = \frac{47}{200} = 0.235$$

$F_c$  = fracción calórica = 0.3 de la fig. 17 del Kern

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

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

$$T_c = 72^\circ\text{C} + 0.3(250 - 72) = 125.4^\circ\text{C}$$

$$t_c = 25^\circ\text{C} + 0.3(50 - 25) = 32.5^\circ\text{C}$$

El fluido de proceso pasará por los tubos y el agua de enfriamiento pasará por la coraza.

Coraza

$$\text{área de flujo} = \frac{DI \times C' \times B}{N \text{ pasos } Pt \times 144} = a_s$$

DI = diámetro interior de la coraza (pulgadas)

C' = espaciado entre tubos adyacentes (pulgadas)

B = espaciado de los deflectores (pulgadas)

Pt = espaciado de los tubos (pulgadas)

$$a_s = \frac{5 \text{ in} \times 0.5 \text{ in} \times 16 \text{ in}}{1 \times 1.25 \text{ in} \times 144} = 0.222 \text{ ft}^2$$

Propiedades del fluido:

$$t_c = 32.5$$

$$\mu = 0.85 \text{ cp} \times \frac{6.72 \times 10^{-4} \text{ lbft/seg}}{1 \text{ cp}} \times \frac{3,600 \text{ seg}}{\text{h}} = 2.06 \frac{\text{lbft}}{\text{h}}$$

$$C_p = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$k = 0.381 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^\circ\text{F/ft}}$$

$$Re = \frac{G D_e}{\mu}$$

$$D_e = \frac{0.95 \text{ in}}{12} = 0.079 \text{ ft}$$

$$G = \text{flujo másico} = \frac{W}{a_s} = \frac{467.57 \text{ kg/h}}{0.222 \text{ ft}^2} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.4536 \text{ kg}} = 4643.23 \frac{\text{lb}}{\text{hft}^2}$$

$$Re = \frac{(4643.23 \text{ lb/h ft}^2)(0.079 \text{ ft})}{2.06 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}} = 178.07$$

El factor de transferencia de color  $J_H$ , para el lado de la coraza con deflectores segmentados 25 % es:

$$J_H \approx 10$$

$$\phi_w = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$$

Las pequeñas diferencias entre las temperaturas promedio eliminan la necesidad de corrección en la pared del tubo, por lo que  $\phi_w = 1$

$$\frac{h_o}{\phi_w} = J_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_w} = 10 \times \frac{0.381}{0.079} \left( \frac{(1)(2.06)}{(0.381)} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_w} = 84.64$$

Tubo

$$\text{área de flujo} = a_t = \frac{Nt \times a't}{n \times 144} = \text{ft}^2$$

en donde:  $Nt$  = número de tubos

$a't$  = área de flujo por tubo

$n$  = número de pasos

$$a_t = \frac{8 \times 0.223 \text{ in}^2}{2 \times 144} = 0.0062 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{W}{a} = \frac{298.502 \text{ kg/h}}{0.0062 \text{ ft}^2} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.4536 \text{ kg}} = 106,140.84 \text{ lb/h ft}^2$$

$t_c = 125.4^\circ\text{C}$

$$\mu = 0.15 \text{ cp} \times \frac{6.72 \times 10^{-4} \text{ lb ft/seg}}{1 \text{ cp}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{1 \text{ hr}} = 0.363 \frac{\text{lb ft}}{\text{h}}$$

$$D_i = \frac{0.532 \text{ in}}{12} = 0.044 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{G D_i}{\mu} = \frac{(106,140.84 \text{ lb/h ft}^2)(0.044 \text{ ft})}{0.363 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}} = 12,865.56$$

El factor de transferencia de calor  $JH$ , para el lado de los tubos es:

$$JH = 70$$

la conductividad térmica del fluido:  $k = 0.08$

$$\frac{h_i}{\phi_w} = JH \frac{k}{D} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 70 \frac{0.08}{0.044} \left( \frac{(0.22)(0.363)}{0.08} \right)^{1/3}$$

como  $\phi_w = 1$

$$h_i = 127.20 \frac{\text{BTU}}{\text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$h_i$  referido al diámetro exterior del tubo:

$$h_{io} = 127.20 \times \frac{0.62}{0.75} = 105.15 \frac{\text{BTU}}{\text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente total  $U_c$ :

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 46.7 \frac{\text{BTU}}{\text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Factor de obstrucción

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.001 \frac{\text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}$$

Acumulador A-201

Tiene como función coleccionar los productos que provienen del condensador E-201 y que posteriormente pasarán a la torre T-301.

Por la parte superior del acumulador saldrá una corrien-

te que llevará los productos incondensables que salen del reactor.

El acumulador tendrá el volumen que se requiere para contener el flujo de una hora de líquido y cinco minutos de gas no condensable.

Flujo de gas: 47.669 kg/h

Densidad del gas:  $\rho_g = 0.027 \text{ gr/cm}^3$

Volumen que ocupa el gas:

$$47.669 \text{ kg/h} \times 1\text{h}/60 \text{ min} \times 5 \text{ min} \times \text{m}^3/27 \text{ kg} = 0.1471 \text{ m}^3$$

Flujo de líquido: 250.833 kg/h

Densidad del líquido:  $1.112 \text{ gr/cm}^3$

Volumen que ocupa el líquido:

$$250.833 \text{ kg/h} \times \text{m}^3/1112 \text{ kg} = 0.2256 \text{ m}^3$$

Volumen total:  $0.3727 \text{ m}^3$

$$\text{Volumen de un cilindro: } V = \frac{D^2 \pi L}{4}$$

$$\frac{L}{D} = 2 \quad L = 2D$$

$$V = \frac{D^3 \pi}{2} \quad D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2(0.3727)}{\pi}} = 0.6191 \text{ m}$$

$$D = 0.6191 \text{ m}$$

$$L = 1.2382 \text{ m}$$

Material: Acero al carbón

$$\text{espesor} = \frac{P_D R}{SE - 0.6 P_D} = t$$

$t$  = espesor (in)

$P_D$  = presión de diseño (psi)

$R$  = radio interno (in)

$S$  = esfuerzo del material (psi)

$E$  = eficiencia de la soldadura

$P_T$  = presión de trabajo (psi)

$$P_D = 1.5 P_T$$

$$P_D = 1.5(14.7 \text{ lb/in}^2) = 22.05 \text{ lb/in}^2$$

$$S = 17,500 \text{ lb/in}^2$$

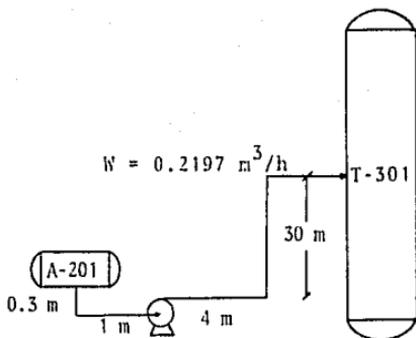
$$R = 12.189 \text{ in}$$

$$E = 1.0$$

$$t = \frac{(22.05 \text{ lb/in}^2)(12.189 \text{ in})}{(17,500 \text{ lb/in}^2)(1.0) - 0.6(22.05 \text{ lb/in}^2)} = 0.0154 \text{ in}$$

$$t = 1/4 \text{ in}$$

Bomba P-201



$$V = 0.2197 \text{ m}^3/\text{h} \times 1000 \text{ lt}/\text{m}^3 = 219.7 \text{ lt}/\text{h} = 58.04 \text{ gal}/\text{h}$$

Volumen: 58.04 gal/h

$Q = 0.97 \text{ GPM}$

para tubería 1/2" ced 40

$Vel = 1.06 \text{ ft}/\text{seg}$

$P = 0.600 \text{ lb}/\text{in}^2$

$Dex = 0.0700 \text{ ft}$

$Din = 0.0518 \text{ ft}$

Altura hidrostática:  $30 \text{ m} = 98.43 \text{ ft}$

$L = 0.3 \text{ m} + 1.0 \text{ m} + 4.0 \text{ m} + 30.0 \text{ m} = 35.3 \text{ m} = 115.81 \text{ ft}$

	L/D
1 válvula check	50
1 válvula de globo	340
4 codos 90°	<u>120</u>
	510

$$\frac{L}{D} = 510$$

$$D_{in} = 0.0518 \text{ ft}$$

$$L = 26.418 \text{ ft}$$

$$L_{TOT} = 115.81 + 26.418 = 142.228 \text{ ft}$$

$$P = 0.0600 \text{ lb/in}^2 \text{ en } 100 \text{ ft de tubería}$$

$$P = 0.8534 \text{ lb/in}^2 = 122.889 \text{ lb/ft}^2$$

$$\rho = 1.11 \text{ gr/cm}^3 \times \text{lb}/453.6 \text{ gr} \times (30.48 \text{ cm})^3/\text{ft}^3 = 69.29 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{122.9 \text{ lb/ft}^2}{69.29 \text{ lb/ft}^3} = 1.77 \text{ ft}$$

$$H = 1.77 \text{ ft} + 98.43 \text{ ft} = 100.2 \text{ ft}$$

20% exceso:

$$H = 120.241 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 100.2 \text{ ft} \times 69.29 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{\text{ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 48.21 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 3.39 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$\text{BHP} = \frac{0.97 \text{ gal/min} \times 69.29 \text{ lb/ft}^3 \times 120.24 \text{ ft}}{\frac{550 \text{ lb ft/seg}}{1 \text{ HP}} \times 7.23 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} \times 60 \frac{\text{seg}}{\text{min}}} = 0.03 \text{ HP}$$

$$0.97 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{1}{0.00211 \text{ ft}^2} \times \frac{\text{seg}}{1.06 \text{ ft}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 7.23 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3}$$

Se usará una bomba dosificadora de 0.5 HP

### Zona de Separación

El objetivo es llegar a separar el dimetildiclorosilano de la mezcla de productos en que se encuentra, para obtenerlo a una pureza del 99.4 %. Para lograrlo, se requerirá de dos columnas de destilación, las cuales operarán a presión atmosférica.

Con base en que se maneja una separación de multicomponentes, se utilizará un método aproximado para la separación de multicomponentes, este método empírico se conoce comúnmente como Método de Fenske-Underwood-Gilliland (12), y con él se determina el número mínimo de platos, el reflujo mínimo, el número de platos teóricos, y la localización del plato de alimentación.

Torre T-301

La composición de la alimentación es:

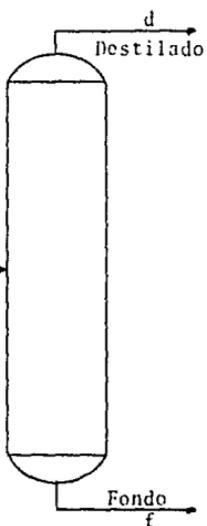
COMPUESTO		kg	kg mol
A	$(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2$	187.500	1.453
B	$\text{CH}_3\text{SiCl}_3$	23.621	0.158
C	$\text{CH}_3\text{SiHCl}_2$	12.880	0.112
D	$(\text{CH}_3)_3\text{SiCl}$	6.076	0.056
E	$\text{SiCl}_4$	6.290	0.037
F	$\text{SiHCl}_3$	2.575	0.019
G	$\text{Si}_2\text{Cl}_6$	5.111	0.019
TOTAL		244.053	1.854

De estos compuestos se deben escoger dos componentes clave, que deben ser adyacentes en orden de volatilidad, el de mayor volatilidad será el compuesto clave ligero (LK) y el de menor volatilidad será el compuesto clave pesado (HK). Generalmente se escoge como uno de los componentes clave, el compuesto que se desea separar.

Las volatilidades en orden decreciente son:

COMPUESTO	$i_A$		
F	$\text{SiHCl}_3$	3.1687	
C	$\text{CH}_3\text{SiHCl}_2$	2.4096	
E	$\text{SiCl}_4$	1.5241	
D	$(\text{CH}_3)_3\text{SiCl}$	1.3133	
B	$\text{CH}_3\text{SiCl}_3$	1.1446	LK comp. clave ligero
A	$(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2$	1.0000	HK comp. clave pesado
G	$\text{Si}_2\text{Cl}_6$	0.0602	

Una vez elegidos los componentes clave, se hará una estimación preliminar de la composición del destilado y de los fondos:

			F (0.019)
			C (0.112)
			E (0.037)
			D (0.056)
			B 0.151
			A <u>0.015</u>
			(0.390)
Kg mol			
F	0.019		
C	0.112		
E	0.037		
D	0.056	Alimentación	
B	0.158 (LK)	a	
A	1.453 (HK)		
G	<u>0.019</u>		
	1.854		
			B 0.007
			A 1.438
			G <u>(0.019)</u>
			(1.464)

Entre paréntesis se muestra la estimación preliminar de los compuestos no clave.

Para la distribución de componentes tanto en el destilado como en el fondo, se usarán las ecuaciones de Hengstebeck-Geddes, que son:

$$\log (d_i/b_i) = A + B \log a_i \quad \text{--- (4.1)}$$

$$\frac{d_i}{a_i} = \frac{(10^a a_i^b)}{(1+10^a a_i^b)} \quad \text{--- (4.2)} \quad \frac{f_i}{a_i} = \frac{1}{(1+10^a a_i^b)} \quad \text{--- (4.3)}$$

en donde

$$a = -\log \frac{(f_{HK}/a_{HK})}{1 - (f_{HK}/a_{HK})} \quad \text{--- (4.4)}$$

$$b = \frac{\log \left[ \frac{(d_{LK}/a_{LK})}{1 - (d_{LK}/a_{LK})} \cdot \frac{(f_{KH}/a_{HK})}{1 - (f_{KH}/a_{HK})} \right]}{\log a_{LK}} \quad \text{--- (4.5)}$$

$\frac{d_i}{a_i}$  = proporción de producto  $i$  en el destilado con respecto a la alimentación

$\frac{f_i}{a_i}$  = proporción de producto  $i$  en el fondo con respecto a la alimentación

$a_i$  = volatilidad relativa del producto  $i$

Aplicando estas ecuaciones:

$$\frac{f_{HK}}{a_{HK}} = \frac{1.438}{1.453} = 0.9897 = \text{recuperación del producto A en los fondos}$$

$$\frac{dLK}{aLK} = \frac{0.151}{0.158} = 0.9557 = \text{recuperación del producto B en el destilado}$$

$$a = -\log \frac{0.9897}{1-0.9897}$$

$$a = -1.9827$$

$$b = \frac{\log \left[ \left( \frac{0.9557}{1-0.9557} \right) \left( \frac{0.9897}{1-0.9897} \right) \right]}{\log 1.1446}$$

$$b = 56.5451$$

Recuperación del producto F

$$\text{en destilado: } \frac{dF}{aF} = \frac{(10^{-1.9827} 3.1687^{56.5451})}{1 + (10^{-1.9827} 3.1687^{56.5451})} = 1$$

$$\text{en fondo: } \frac{fF}{aF} = \frac{1}{1 + (10^{-1.9827} 3.1687^{56.5451})} = 0$$

Recuperación del producto C

$$\text{en destilado: } \frac{dC}{aC} = \frac{(10^{-1.9827} 2.4096^{56.5451})}{1 + (10^{-1.9827} 2.4096^{56.5451})} = 1$$

$$\text{en fondo: } \frac{fC}{aC} = \frac{1}{1 + (10^{-1.9827} 2.4096^{56.5451})} = 0$$

Recuperación del producto E

$$\text{en destilado: } \frac{dE}{aE} = \frac{(10^{-1.9827} \cdot 1.5241^{56.5451})}{1 + (10^{-1.9827} \cdot 1.5241^{56.5451})} = 1$$

$$\text{en fondo: } \frac{fE}{aE} = \frac{1}{1 + (10^{-1.9827} \cdot 1.5241^{56.5451})} = 0$$

Recuperación del producto D

$$\text{en destilado: } \frac{dD}{aD} = \frac{(10^{-1.9827} \cdot 1.3133^{56.5451})}{1 + (10^{-1.9827} \cdot 1.3133^{56.5451})} = 1$$

$$\text{en fondo: } \frac{fD}{aD} = \frac{1}{1 + (10^{-1.9827} \cdot 1.3133^{56.5451})} = 0$$

Recuperación del producto G

$$\text{en destilado: } \frac{dG}{aG} = \frac{(10^{-1.9827} \cdot 0.0602^{56.5451})}{1 + (10^{-1.9827} \cdot 0.0602^{56.5451})} = 1$$

$$\text{en fondo: } \frac{fG}{aG} = \frac{1}{1 + (10^{-1.9827} \cdot 0.0602^{56.5451})} = 0$$

El resultado de la distribución de componentes muestra que los productos F, C, E y D son recuperados totalmente en el fondo, lo que demuestra que la estimación preliminar de la composición del destilado y el fondo es correcta.

### Número Mínimo de Platos

Para conocer el número mínimo de platos se empleará la ecuación de Fenske:

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \left( \frac{d_i}{D_j} \right) \left( \frac{f_j}{f_i} \right) \right]}{\log a_m} \quad \text{--- (4.6)}$$

$$\text{en donde } a_m = \left[ (\alpha_{B,A})_N (\alpha_{B,A})_1 \right]^{1/2} \quad \text{--- (4.7)}$$

y N es la temperatura en el domo y

1 es la temperatura en el fondo

N: 48.8°C      1: 69.5°C

$$(\alpha_{B,A})_N = \frac{p_B}{p_A} = \frac{430 \text{ mmHg}}{385 \text{ mmHg}} = 1.1169$$

$$(\alpha_{B,A})_1 = \frac{p_B}{p_A} = \frac{877 \text{ mmHg}}{769.5 \text{ mmHg}} = 1.1397$$

$$a_m = 1.1282$$

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \left( \frac{0.151}{0.007} \right) \left( \frac{1.438}{0.015} \right) \right]}{\log 1.1282} = 63.27 \rightarrow 63 \text{ platos}$$

### Reflujo Mínimo

Para el cálculo del reflujo mínimo, Underwood llega a dos ecuaciones:

$$\sum \frac{(a_i, r)Z_{ia}}{(a_i, r) - \theta} = 1 - q \quad \text{--- (4.8)}$$

$$\sum \frac{(a_i, r)X_{id}}{(a_i, r) - \theta} = 1 + R_{\min} \quad \text{--- (4.9)}$$

de la primera ecuación se obtiene el valor de  $\theta$  y posteriormente este valor se utiliza en la segunda ecuación para obtener  $R_{\min}$ .

comp.	a: Kgmol	Z <sub>ia</sub>	a <sub>i,A</sub> 72°C*
F	0.019	0.010	3.1687
C	0.112	0.060	2.4096
E	0.037	0.020	1.5241
D	0.056	0.030	1.3133
B	0.158	0.085	1.1446
A	1.453	0.784	1.0000
G	0.019	0.010	0.0602
Total	1.854	0.999	

\*72°C es la temperatura que tiene la corriente de alimentación, y también corresponde a la temperatura de rocío de la mezcla.

$$\sum \frac{(a_i, r)Z_{ia}}{(a_i, r) - \theta} = 1 - q$$

como el vapor está saturado  $q = 0$

entonces:

$$\begin{aligned} & \frac{(3.1687)(0.01)}{3.1687 - \theta} + \frac{(2.4096)(0.06)}{2.4096 - \theta} + \frac{(1.5241)(0.02)}{1.5241 - \theta} \\ & + \frac{(1.3133)(0.03)}{1.3133 - \theta} + \frac{(1.1446)(0.085)}{1.1446 - \theta} + \frac{(1.0)(0.784)}{1.0 - \theta} \\ & + \frac{(0.0602)(0.01)}{0.0602 - \theta} = 1 \end{aligned}$$

por prueba y error se obtiene que  $\theta = 1.1298939$

$$\text{y ahora: } R_{\min} = \sum \frac{(a_i, r) X_{id}}{(a_i, r) - \theta} - 1 \quad \text{--- (4.10)}$$

comp.	d: Kgmol	X <sub>id</sub>	a <sub>i,A</sub>
F	0.019	0.0487	3.1687
C	0.112	0.2872	2.4096
E	0.037	0.0949	1.5241
D	0.056	0.1436	1.3133
B	0.151	0.3872	1.1446
A	0.015	0.0385	1.0000
Total	0.390	1.0000	

$$\begin{aligned} R_{\min} = & \frac{(3.1687)(0.0487)}{3.1687 - 1.12989} + \frac{(2.4096)(0.2872)}{2.4096 - 1.12989} + \frac{(1.5241)(0.0949)}{1.5241 - 1.12989} \\ & + \frac{(1.3133)(0.1436)}{1.3133 - 1.12989} + \frac{(1.1446)(0.3872)}{1.1446 - 1.12989} + \frac{(1)(0.0385)}{1 - 1.12989} = 1 \end{aligned}$$

$$R_{\min} = 30.8517$$

$$R_{\min} = \frac{L_{\min}}{d}$$

$$L_{\min} = (30.8517)(0.39) = 12.0316 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

### Número de Platos Teóricos

El número de platos teóricos se obtendrá con la correlación de Gilliland:

$$\frac{N-N_{\min}}{N+1} = 1 - \exp \left[ \left( \frac{1+54.5X}{1+117.2X} \right) \left( \frac{X-1}{X^{0.5}} \right) \right] \quad \dots (4.11)$$

$$\text{en donde } X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \quad \dots (4.12)$$

$$R = 1.5 R_{\min}$$

$$R = (1.5)(30.8517) = 46.2776$$

$$X = \frac{46.2776 - 30.8517}{46.2776 + 1} = 0.3263$$

$$\frac{N-N_{\min}}{N+1} = 1 - \exp \left[ \left( \frac{1+54.4(0.3263)}{1+117.2(0.3263)} \right) \left( \frac{0.3263 - 1}{0.3263^{0.5}} \right) \right]$$

$$\frac{N-N_{\min}}{N+1} = 0.3618$$

despejando  $N = 99.70 \rightarrow 100$  platos

Localización del Plato de Alimentación

Una buena aproximación para encontrar la localización del plato de alimentación está dada por la ecuación empírica de Kirkbride:

$$\frac{NR}{NS} = \left[ \left( \frac{ZHK, a}{ZLK, a} \right) \left( \frac{XLK, f}{XHK, d} \right)^2 \left( \frac{f}{d} \right) \right]^{0.206} \quad \dots (4.13)$$

$$XLK, f = \frac{0.007}{1.464} = 0.0048 \quad XHK, d = \frac{0.015}{0.390} = 0.0385$$

$$f = 1.464 \quad d = 0.390$$

$$ZLK, a = \frac{0.158}{1.854} = 0.0852 \quad ZHK, a = \frac{1.453}{1.854} = 0.7837$$

$$\frac{NR}{NS} = \left[ \left( \frac{0.7837}{0.0852} \right) \left( \frac{0.0048}{0.0385} \right)^2 \left( \frac{1.464}{0.390} \right) \right]^{0.206} = 0.8797$$

$$NR = \left( \frac{NR/NS}{1+NR/NS} \right) N \quad \dots (4.14)$$

$$NR = \left( \frac{0.8797}{1.8797} \right) (99.7) = 46.65 \text{ platos sobre el plato de alimentación}$$

$$NS = 99.7 - 46.65 = 53.05 \text{ platos bajo el plato de alimentación}$$

La corriente de alimentación entrará a la altura del plato 53.

Para el cálculo de la eficiencia global de los platos se utilizará la correlación de O'Connell (19),

$$E_0 = 0.75$$

Con esta eficiencia se obtiene el número de platos reales

$$\text{platos reales} = \frac{100}{0.75} = 133.33$$

La torre tendrá 133 platos.

Con la eficiencia se corregirá la localización del plato de alimentación:

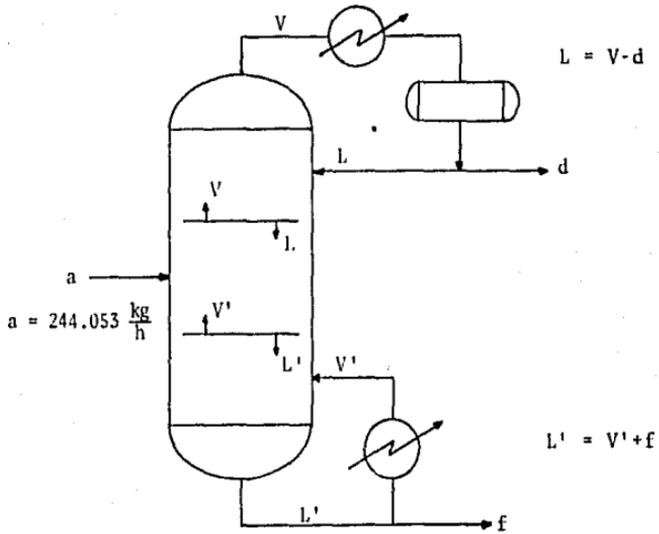
$$NR = \frac{46.65}{0.75} = 63$$

$$NS = 133 - 63 = 70$$

La corriente de alimentación entrará a la altura del plato 70.

Una columna con 133 platos y un espaciado entre plato y plato de 15 in, dará como resultado una torre demasiado alta, por lo que convendría dividir la torre, es decir, emplear un sistema continuo con dos columnas en serie, evitando así problemas como estructura, cimentación, mantenimiento, etc. que implicaría el tener una torre de gran altura. Aún conociendo estas ventajas se seguirá trabajando (en el papel) con una sola columna, teniendo en cuenta que para fines prácticos la columna se debe dividir.

## Balance de Materia



Si la corriente de alimentación es vapor saturado:

$$L = L'$$

$$V = V' + a$$

Si  $R = \frac{L}{d}$  y  $L = 1.5 \text{ Lmin}$

$$R = \frac{18.0474}{0.39} = 46.2754$$

$$\underline{L = L' = 18.0474 \text{ Kgmol/h}}$$

$$\text{Si } L = V - d$$

$$V = L + d$$

$$V = 18.0474 \text{ Kgmol/h} + 0.39 \text{ Kgmol/h} = 18.4374 \text{ Kgmol/h}$$

$$\underline{V = 18.4374 \text{ Kgmol/h}}$$

$$V' = V - a$$

$$V' = 18.4374 \text{ Kgmol/h} - 1.854 \text{ Kgmol/h} = 16.5834 \text{ Kgmol/h}$$

$$\underline{V' = 16.5834 \text{ Kgmol/h}}$$

Dimensiones de la Torre

Para calcular las dimensiones de la torre se seguirá el Método de Nutter (13).

$$\text{Area de la Torre (ft}^2\text{)} = \frac{2(\text{DCA}) + A_b}{\text{Factor de Seguridad}} \quad \text{--- (4.15)}$$

en donde

DCA = área requerida para la bajante

$$\text{DCA} = \frac{[\text{Tiempo de residencia}][\text{ft}^3/\text{seg liq.}]}{[\text{factor de espuma}][\text{Espacio entre platos (ft)}]} \quad \text{--- (4.16)}$$

$A_b$  = área requerida para burbujeo (ft<sup>2</sup>)

$$Ab = \frac{(ft^3/seg \text{ vap})(Rd) + (ft^3/seg \text{ liq})}{(F_t)(V)(Rd)(\text{Factor de espuma})} \quad \dots (4.17)$$

$$y \quad Rd = \sqrt{\frac{\text{densidad vap.}}{\text{densidad liq.} - \text{densidad vap.}}} \quad \dots (4.18)$$

Tiempo de residencia = 5 seg

$ft^3/seg \text{ liq.} = 0.0215$

Factor de Espuma = 0.75

Espacio entre platos = 18 in = 1.5 ft

$$DCA = \frac{(5 \text{ seg})(0.0215 \text{ ft}^3/\text{seg})}{(0.75)(1.5 \text{ ft})} = 0.0956 \text{ ft}^2$$

$$\rho_{\text{vap}} = 0.0375 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{liq}} = 67.4211 \text{ lb/ft}^3$$

$$ft^3/seg \text{ vap} = 41.8461$$

$$F_t = 0.8$$

$$V = 13$$

$$Rd = \sqrt{\frac{0.0375}{67.4211 - 0.0375}} = 0.0236$$

$$Ab = \frac{(41.8461)(0.0236) + 0.0215}{(0.8)(13)(0.0236)(0.75)} = 5.4817 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area de la Torre} = \frac{2(0.0956) + 5.4817}{0.8} = 7.0911 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi r^2$$

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}} = \sqrt{\frac{7.0911}{\pi}} = 1.5024 \text{ ft}$$

$$D = 2r = 2(1.5024 \text{ ft}) = 3.0048 \text{ ft} = 36.0576 \text{ in}$$

$$D = 0.9159 \text{ m}$$

Para determinar la altura se tomará el número de platos y el espaciamento entre ellos, además de un espacio equivalente a 3 platos en el domo y un espacio equivalente a 10 min de acumulado en el fondo.

$$133 \text{ platos} \times 15 \text{ in} = 1995 \text{ in}$$

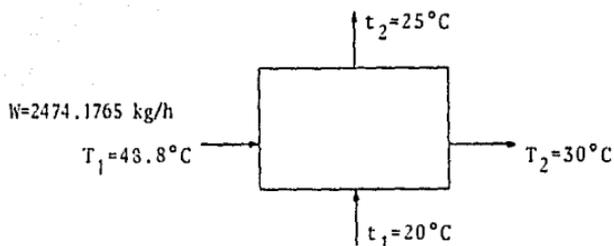
$$H = 1995 \text{ in} + 54 \text{ in} + 21 \text{ in} = 2070 \text{ in} = 172.50 \text{ ft}$$

$$H = 52.578 \text{ m}$$

#### Condensador E-301

Su función es condensar la corriente del destilado de la Torre T-301, para después recircular parte de esta corriente a la torre, y el resto pasará al sistema de tratamiento de desechos.

La corriente llega a una temperatura de 48.8°C y se requiere bajar esta temperatura a 30°C, para lograrlo se utilizará agua de enfriamiento.



Cp de productos: 0.22 cal/g°C

Cp del agua: 1 cal/g°C

agua requerida:

$$WCp(T_1 - T_2) = wcp(t_2 - t_1)$$

$$w = \frac{2474.1765 \text{ kg/h} (0.22 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}) (48.8 - 30)^\circ\text{C}}{1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} (25 - 20)^\circ\text{C}}$$

$$w = 2046.64 \text{ Kg/h}$$

Ecuación de Fourier:

$$Q = UD A \Delta t$$

UD = coeficiente total para diseño = 70 BTU/hr ft<sup>2</sup>°F

$\Delta t$  = MLTD = media logarítmica de la diferencia de temperaturas

$$MLTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

Fluido Cal.		Fluido Frío	Dif.	
48.8°C	Temp. Alta	25°C	18.8	$\Delta t_2$
30.0°C	Temp. Baja	20°C	10.0	$\Delta t_1$
18.8°		5°		

$$MLTD = \frac{18.8 - 10}{\ln \frac{18.8}{10}} = 13.94^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = (MLTD)FT$$

en donde FT es un factor de corrección para arreglo  
un paso por la coraza y dos pasos por los tubos

$$FT = 0.96$$

$$\Delta t = (13.94)(0.96) = 13.38^\circ\text{C}$$

$$Q = UD A \Delta t \quad \text{despejando} \quad A = \frac{Q}{UD\Delta t}$$

$$Q = 10,233.194 \text{ Kcal}$$

$$UD = 70 \text{ BTU/hr ft}^2\text{°F} = 341.6 \text{ Kcal/hr m}^2\text{°C}$$

$$A = \frac{10,233.194 \text{ Kcal/h}}{341.6 \text{ Kcal/hr m}^2\text{°C} \times 13.38^\circ\text{C}} = 2.24 \text{ m}^2 = 24.11 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area} = L a n \text{ tubos} \quad a = \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \quad L = \text{ft}$$

para una longitud de 5 ft

de tabla 10 del Kern tubos de 3/4"  $a = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$n \text{ tubos} = \frac{\text{Area}}{La} = \frac{24.11 \text{ ft}^2}{(5 \text{ ft})(0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft})} = 24.56 \text{ tubos} \rightarrow 25 \text{ tubos}$$

### Diámetro de la Coraza

Para un arreglo en cuadro, con un espaciado entre tubos (pitch) de 1", con dos pasos por los tubos, el diámetro necesario de coraza para contener los 25 tubos es de 8 pulgadas.

Este diámetro de coraza, con el arreglo propuesto, tiene una capacidad de 26 tubos por lo que se hará una corrección al área.

$$\begin{aligned} \text{Area} &= 5 \text{ ft} \times 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 26 \\ &= 25.17 \text{ ft}^2 = 2.34 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

corrigiendo el coeficiente:

$$UD = \frac{Q}{A\Delta t} = \frac{10,253.194 \text{ Kcal/h}}{(2.34 \text{ m}^2)(15.38^\circ\text{C})} = 326.84 \text{ Kcal/h m}^2\text{C}$$

$$UD = 66.98 \text{ BTU/hr ft}^2\text{F}$$

Temperaturas calóricas  $T_c$  y  $t_c$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{5}{18.8} = 0.266$$

$F_c$  = fracción calórica = 0.32 de la figura 17 del Kern

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

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

$$T_c = 30^\circ + 0.32(48.8^\circ - 30^\circ) = 36^\circ\text{C}$$

$$t_c = 20^\circ + 0.32(25^\circ - 20^\circ) = 21.6^\circ\text{C}$$

El fluido del proceso pasará por los tubos y el agua de enfriamiento pasará por la coraza.

Coraza:

$$\text{área de flujo} = \frac{DI \times C' \times B}{N \text{ pasos } Pt \times 144}$$

en donde

DI = diámetro interior de la coraza (pulgadas)

C' = espaciado entre tubos adyacentes (pulgadas)

B = espaciado de los deflectores (pulgadas)

Pt = espaciado de los tubos (pulgadas)

$$a_s = \frac{8 \text{ in} \times 0.5 \text{ in} \times 15 \text{ in}}{1 \times 1.00 \text{ in} \times 144} = 0.417 \text{ ft}^2$$

propiedades del fluido:

$$t_c = 21.6^\circ\text{C}$$

$$\mu = 2.18 \text{ lb/ft h}$$

$$C_p = 1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.33 \text{ BTU/h ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$Re = G D_e / \mu$$

$$D_e = \frac{0.95 \text{ in}}{12} = 0.079 \text{ ft}$$

$$G = \text{flujo másico} = \frac{w}{as} = \frac{2046.64 \text{ Kg/h}}{0.417 \text{ ft}^2} \times \frac{1b}{0.4536 \text{ Kg}} = 10,828.78 \frac{1b}{h \text{ ft}^2}$$

$$Re = \frac{(10,828.78 \text{ lb/h ft}^2)(0.079 \text{ ft})}{2.18 \frac{1b}{ft \cdot h}} = 392.42$$

El factor de transferencia de calor JH, para el lado de la coraza con deflectores segmentados 35 % es:

$$JH = 25$$

$$\frac{h_o}{\phi_w} = JH \frac{k}{D_c} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_w} = 25 \times \frac{0.33}{0.079} \left( \frac{(1)(2.18)}{0.33} \right)^{1/3}$$

$$\phi_w = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$$

Las pequeñas diferencias entre las temperaturas promedio eliminan la necesidad de corrección en la pared del tubo y  $\phi_w = 1$ .

$$h_o = 195.95 \frac{BTU}{hft^2 \cdot ^\circ F}$$

→ Tubos:

$$\text{área de flujo} = at = \frac{Nt \times a't}{n \times 144} = ft^2$$

en donde: Nt = número de tubos

a't = área de flujo por tubo

n = número de pasos

$$a't = \frac{48 \times 0.223 \text{ in}^2}{2 \times 144} = 0.037 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{W}{a} = \frac{2474.1765 \text{ Kg/h}}{0.037 \text{ ft}^2} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.4536 \text{ Kg}} = 147,419.83 \text{ lb/h ft}^2$$

$$T_c = 36^\circ\text{C}$$

$$v = 0.5 C_p \times \frac{6.72 \times 10^{-4} \text{ lb ft/seg}}{1 C_p} \times \frac{3600 \text{ seg}}{h} = 1.2096 \frac{\text{lb ft}}{h}$$

$$D_i = \frac{0.532 \text{ in}}{12} = 0.044 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{GD_i}{\mu} = \frac{(147,419.83 \text{ lb/h ft}^2)(0.044 \text{ ft})}{1.2096 \text{ lb ft/h}} = 5,362.49$$

El factor de transferencia de calor JH, para el lado de los tubos es:

$$JH = 48$$

la conductividad térmica del fluido es:  $k = 0.08$

$$\frac{h_i}{\phi_w} = JH \frac{k}{D} \frac{C_p \mu}{k}^{1/3} = 48 \frac{(0.08)}{(0.044)} \frac{(0.22)(1.2096)}{(0.08)}^{1/3}$$

como  $\phi_w = 1$

$$h_i = 130.28 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2\text{ }^\circ\text{F}}$$

hi referido al diámetro exterior del tubo:

$$h_{io} = 130.28 \times \frac{0.87}{1} = 113.54 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente total  $U_c$ :

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 71.81 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Factor de obstrucción

$$R_o = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.001 \frac{\text{hft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}$$

Acumulador A-301

Tiene como función coleccionar los productos que provienen del condensador E-301, una parte de la corriente que sale del acumulador se recircula a la Torre T-301 y el resto pasará a la Torre T-302.

## Composición de la Mezcla

Compuesto	X	fracc. peso	( $\rho$ / $\text{cm}^3$ )
F	$\text{SiHCl}_3$	0.05	1.53
C	$\text{CH}_3\text{SiHCl}_2$	0.25	1.11
E	$\text{SiCl}_4$	0.12	1.50
D	$(\text{CH}_3)_3\text{SiCl}$	0.11	0.854
B	$\text{CH}_3\text{SiCl}_3$	0.43	1.27
A	$(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2$	0.04	1.07

$$\bar{\rho} = 1.21 \text{ gr/cm}^3$$

flujo en 1 hora:  $2,474.1765 \text{ Kg} = 2,474,176.5 \text{ gr}$

volumen:  $2,474,176.5 \text{ gr} \times \frac{\text{cm}^3}{1.21 \text{ gr}} = 2,044,773.967 \text{ cm}^3$

volumen =  $2.045 \text{ m}^3$

El acumulador estará lleno al 80 %

por lo que el volumen =  $2.556 \text{ m}^3$

$$\text{Si } \frac{L}{D} = 2 \quad L = 2D$$

$$V = \frac{D^2 \pi L}{4} \quad \therefore \quad V = \frac{D^3 \pi 2}{4}$$

despejando el diámetro:

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2(2,556)}{\pi}} = 1.176 \text{ m}$$

$$L = 2(1.176) = 2.352 \text{ m}$$

Material: Acero al carbón

$$t = \frac{P_D R}{SE - 0.6 P_D} = \text{espesor}$$

$$P_D = 1.5 P_T = 1.5(14.7 \text{ lb/in}^2) = 22.05 \text{ lb/in}^2$$

$$S = 17,500 \text{ lb/in}^2$$

$$E = 1.0$$

$$R = 23.15 \text{ in}$$

$$t = \frac{(22.05)(23.15)}{(17,500)(1) - 0.6(22.05)} = 0.03 \text{ in}$$

$$t = 1/4 \text{ in}$$

Reboiler H-301

Su función es proporcionar el calor necesario a la Torre T-301 y devolver el vapor al fondo de la misma. Para esta función se empleará un reboiler de termosifón vertical, en donde ocurrirá una evaporación parcial; la mezcla que salga del reboiler contendrá tanto líquido como vapor.

La corriente llega a la temperatura de burbuja de la mezcla que hay en el fondo de la torre, que es 69.5°C; y la mezcla líquido-vapor saldrá a una temperatura de 85°C. Como medio de calentamiento se usará vapor de agua de 20 psia.

Se producen 434.2144 Kg/h de vapor de la mezcla

$$T = 69.5^{\circ}\text{C} \longrightarrow 157.1^{\circ}\text{F}$$

$$P = 14.7 \text{ lb/in}^2$$

$$Q \text{ de la mezcla} = 124,927.297 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \times \frac{0.252 \text{ BTU}}{1 \text{ Kcal}} = 31,481.679 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

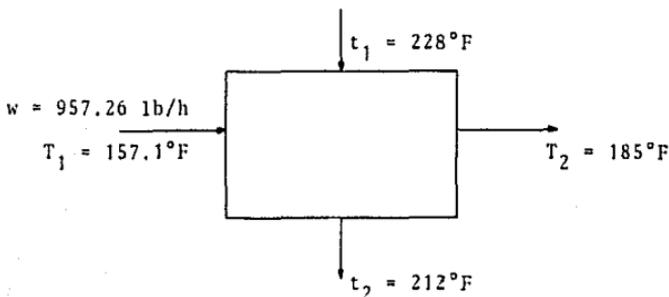
$$Q \text{ del vapor: } Q = mH$$

Entalpía de evaporación a 20 psia:

$$H_{\text{vap H}_2\text{O}} = 960.1 \text{ BTU/lb}$$

$$m = \frac{Q}{H} = \frac{31,481.679 \text{ BTU/h}}{960.1 \text{ BTU/lb}} = 32.79 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \text{ de vapor}$$

El flujo será a contracorriente, con un paso por la coraza y un paso por los tubos.



$\Delta t = \text{MLTD} =$  media logarítmica de la diferencia de temperaturas

$$MLTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\frac{\Delta t_2}{\ln \Delta t_1}}$$

Fluido Cal.		Fluido Frfo	Dif.	
228°F	Temp. Alta	185.0°F	43.0	$\Delta t_1$
212°F	Temp. Baja	157.1°F	54.9	$\Delta t_2$
16°		27.9°		

$$MLTD = \frac{43 - 54.9}{\frac{43}{\ln 54.9}} = 48.71^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = (MLTD)F_T \quad F_T = 0.97$$

$$\Delta t = (48.71)(0.97) = 47.25^\circ\text{F}$$

Temperaturas calóricas  $T_c$  y  $t_c$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{27.9}{16} = 1.74$$

Fracción calórica  $F_c = 0.45$

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

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

$$T_c = 212^\circ\text{F} + 0.45(228 - 212) = 219.2^\circ\text{F}$$

$$t_c = 157.1^\circ\text{F} + 0.45(185 - 157.1) = 169.7^\circ\text{F}$$

Cálculo del área:

$$A = \frac{Q}{UD\Delta t} \quad \frac{Q}{A} = UD\Delta t$$

para sustancias orgánicas medias y vapor de agua UD: 100-200  
tomando UD = 150

$$Q/A = (150)(47.25) = 7087.5 \text{ BTU/h ft}^2$$

$$A = \frac{Q}{Q/A} = \frac{31,481.679 \text{ BTU/h}}{7087.5 \text{ BTU/h ft}^2} = 4.44 \text{ ft}^2$$

suponiendo tubos de 3 ft de largo, 16 BWG y 0.5 in de diámetro:

$$\# \text{ de tubos} = \frac{4.44 \text{ ft}^2}{3 \text{ ft}} \times \frac{\text{ft}}{0.1309 \text{ ft}^2} = 11.31 \text{ tubos}$$

necesito 12 tubos

Corrección de UD:

$$UD = \frac{Q}{A\Delta t}$$

$$A = 3 \text{ ft} \times 0.1309 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 = 4.7124 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{31,481,679}{4.7124 \text{ ft}^2} = 141 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

La tasa de recirculación es 4:1

Presión estática de la columna del reboiler =  $\frac{Z_3 \rho_{\text{prom}}}{144}$

$$\frac{Z_3 \rho_{\text{prom}}}{144} = \frac{2.3 \text{ L}}{144(V_0 - V_1)} \log \frac{V_0}{V_1} \quad (=) \quad \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

en donde: L = longitud de los tubos

Vi = volumen específico a la entrada

Vo = volumen específico a la salida

Densidad de la mezcla vapor: a  $t_c = 169.7^\circ\text{F}$

$$\frac{1 \text{ lb mol}}{359 \text{ ft}^3} \times \frac{130.937 \text{ lb}}{1 \text{ lb mol}} \times \frac{14.7 \text{ lb/in}^2}{14.7 \text{ lb/in}^2} \times \frac{492^\circ\text{R}}{629.7^\circ\text{R}} = 0.285 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 0.285 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{vapor}} = \frac{1 \text{ ft}^3}{0.285 \text{ lb}} = 3.509 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$V_{\text{liq}} = \frac{1}{67.421} = 0.0148 \text{ ft}^3/\text{lb} = V_i$$

Peso del líquido recirculado:  $957.2628 \text{ lb/h} \times 4$   
 $= 3829.0511 \text{ lb/h}$

Volumen total a la salida del reboiler:

$$\text{liq. } 3829.0511 \text{ lb/h} \times 0.0148 \text{ ft}^3/\text{lb} = 56.670 \text{ ft}^3$$

$$\text{vap. } 957.2628 \text{ lb/h} \times 3.509 \text{ ft}^3/\text{lb} = 3359.035 \text{ ft}^3$$

$$\text{Total: } 3415.705 \text{ ft}^3$$

Volumen a la salida:

$$V_o = \frac{3415.705}{(3829.0511 + 957.2628)} = 0.714 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

Presión de la columna:

$$\frac{2.3 \text{ eprom}}{144} = \frac{2.3 (3 \text{ ft})}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} (0.714 - 0.0148) \frac{\text{ft}^3}{\text{lb}}} \log \frac{0.714}{0.0148} = 0.1154 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Resistencia de fricción:

Area de flujo

$$a_t = Nt \frac{a't}{144} \times 12 \times 0.1076 \text{ in}^2 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 0.0090 \text{ ft}^2$$

$a't = 0.1076 \text{ in}^2$  para tubo de 1/2" y 16 BWG

$$Gt = \frac{w}{a_t} = \frac{(3829.0511 + 957.2628) \text{ lb/h}}{0.0090 \text{ ft}^2} = 519,087.60 \text{ lb/h ft}^2$$

$\mu = 0.6 \text{ cs}$

$\rho_{\text{prom}} = 0.865 \text{ gr/cm}^3$

$\mu = 0.006 \text{ cm}^2/\text{seg} \times 0.865 \text{ gr/cm}^3 = 0.00519 \text{ p} = 0.519 \text{ cp}$

$\mu = 0.519 \text{ cp} \times \frac{6.72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft seg}}{\text{cp}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{\text{h}} = 1.255 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}$

$D = \frac{0.370 \text{ in}}{12} = 0.031 \text{ ft}$

$Re = \frac{DG}{\mu} = \frac{0.031 \text{ ft} \times 519,087.60 \text{ lb/h ft}^2}{1.255 \text{ lb/ft h}} = 7,831.84$

el factor de fricción es:  $f = 0.0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

Gravedad específica promedio:

$V_i \text{ liq.} = 0.0148 \text{ ft}^3/\text{lb}$      $\rho_i \text{ liq.} = \frac{1}{V} = 67.568 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

$S_i = \frac{\rho_i \text{ liq.}}{\rho_i \text{ H}_2\text{O}} = \frac{67.568}{62.5} = 1.081$

$V_o \text{ liq.} = 0.714 \text{ ft}^3/\text{lb}$      $\rho_o \text{ liq.} = \frac{1}{V} = 1.401 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

$S_o = \frac{\rho_o \text{ liq.}}{\rho_o \text{ H}_2\text{O}} = \frac{1.401}{62.5} = 0.022$

$$S_{prom} = \frac{1.081 + 0.022}{2} = 0.552$$

Caída de presión en los tubos:

$$\Delta P_t = \frac{fG^2L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s t} = \frac{(0.0002)(319,087.60)^2(3)(1)}{(5.22 \times 10^{10})(0.051)(0.522)(1)} = 0.072 \frac{lb}{in^2}$$

$$\text{Resistencia total} = 0.1154 \frac{lb}{in^2} + 0.072 \frac{lb}{in^2} = 0.1874 \frac{lb}{in^2}$$

$$\text{Gradiente motor} = \frac{Z_1 \rho_1}{144} = \frac{3 \times 67.568}{144} = 1.40 \frac{lb}{in^2}$$

La carga hidrostática puede vencer la resistencia total, y esto asegura la tasa de recirculación 4:1.

Calculando los coeficientes de transferencia de calor tenemos:

$$h_o = 1437 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}$$

$$h_i = 304 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}$$

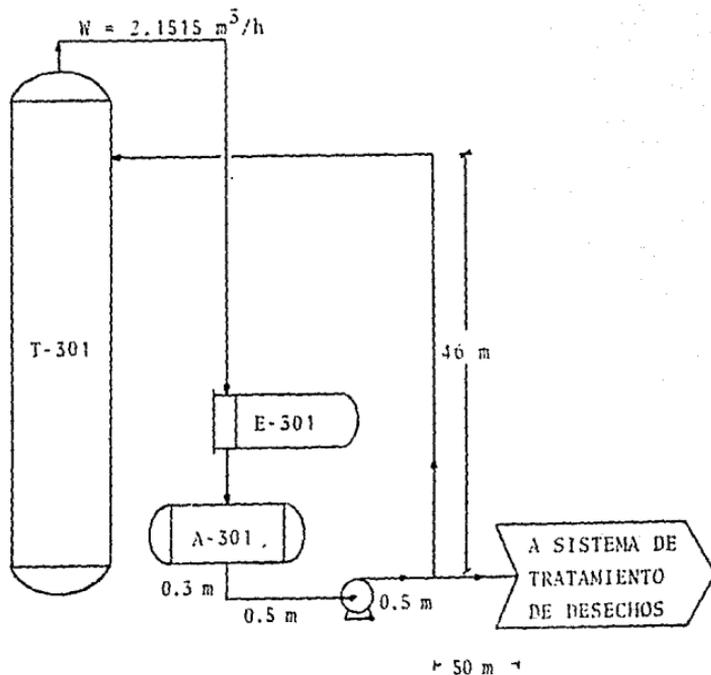
$h_i$  referido al diámetro exterior del tubo:

$$h_{io} = 304 \times \frac{0.370}{0.5} = 225 \text{ BTU/hft}^2\text{°F}$$

El reboiler tendrá una coraza de 5" de diámetro y 12 tubos de 3ft de longitud, 1/2 pulgada de diámetro y 16 BNG; con un paso por la coraza y un paso por los tubos.

El fluido de proceso pasará por los tubos y el vapor por la coraza.

## Bomba P-301



$$V = 2.1515 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1000 \text{ lt}}{\text{m}^3} = 2151.5 \frac{\text{lt}}{\text{h}} = 568.37 \frac{\text{gal}}{\text{h}}$$

Volumen: 568.37 gal/h

Q = 9.47 GPM

para tubería 1" ced 40

Vel = 3.71 ft/seg

P = 2.99 lb/in<sup>2</sup>

$$D_{ex} = 0.1096 \text{ ft}$$

$$D_{in} = 0.0874 \text{ ft}$$

$$\text{Altura hidrostática: } 46\text{m} = 150.92 \text{ ft}$$

$$L = 0.3\text{m} + 0.5\text{m} + 0.5\text{m} + 46\text{m} + 50\text{m} = 97.3\text{m} = 319.23\text{ft}$$

	L/D
1 válvula check	50
1 válvula de globo	340
4 codos 90°	120
1 "T"	<u>20</u>
	530

$$L/D = 530$$

$$D_{in} = 0.0874 \text{ ft}$$

$$L = 46.32 \text{ ft}$$

$$L_{TOT} = 319.23 \text{ ft} + 46.32 \text{ ft} = 365.55 \text{ ft}$$

$$P = 2.99 \text{ lb/in}^2 \text{ en } 100 \text{ ft de tubería}$$

$$P = 10.93 \text{ lb/in}^2 = 1573.92 \text{ lb/ft}^2$$

$$\rho = 1.15 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \times \frac{1\text{b}}{453.6 \text{ gr}} \times \frac{(30.48 \text{ cm})^3}{\text{ft}^3} = 71.79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\frac{1573.92 \text{ lb/ft}^2}{71.79 \text{ lb/ft}^3} = 21.92 \text{ ft}$$

$$H = 150.92 \text{ ft} + 21.92 \text{ ft} = 172.84 \text{ ft}$$

20 % exceso:

$$H = 207.41 \text{ ft}$$

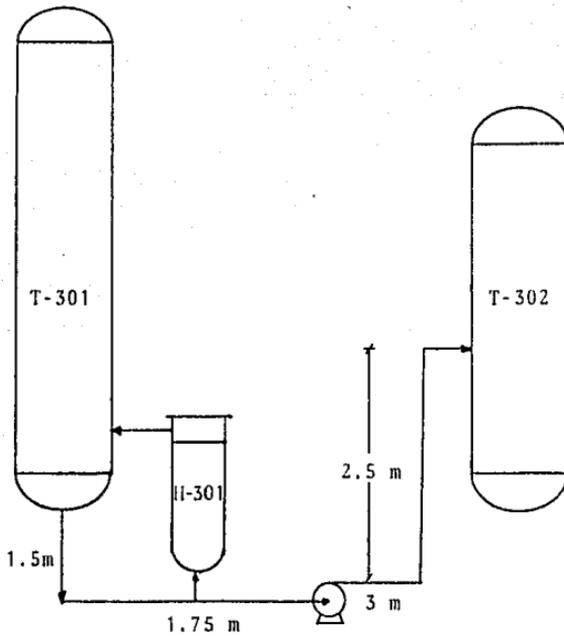
$$\Delta P = 172.84 \text{ ft} \times 71.79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{\text{ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 86.16 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 0.06 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$\text{BHP} = \frac{9.47 \text{ gal/min} \times 71.79 \text{ lb/ft}^3 \times 207.41 \text{ ft}}{\frac{550 \text{ lb ft/seg}}{1 \text{ HP}} \times 7.09 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} \times \frac{60 \text{ seg}}{\text{min}}} = 0.6 \text{ HP}$$

$$9.47 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{1}{0.006 \text{ ft}^2} \times \frac{\text{seg}}{3.71 \text{ ft}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 7.09 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3}$$

Se utilizará una bomba centrífuga de 1 HP.

## Bomba P-302



$$V = 0.1775 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1000 \text{ lt}}{\text{m}^3} = 177.5 \frac{\text{lt}}{\text{h}} = 46.89 \frac{\text{gal}}{\text{h}}$$

Volumen: 46.89 gal/h

Q = 0.7815 GPM

para tubería 1/2" ced 40

Vel = 0.844 ft/seg

$$\begin{aligned}
 P &= 0.408 \text{ lb/in}^2 \\
 Dex &= 0.0700 \text{ ft} \\
 Din &= 0.0518 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Altura Hidrostática: } 2.5 \text{ m} = 8.20 \text{ ft}$$

$$L = 1.5\text{m} + 1.75 \text{ m} + 5 \text{ m} + 2.5 \text{ m} = 8.75 = 28.71 \text{ ft}$$

	L/D
1 válvula check	50
1 válvula de globo	340
3 codos 90°	90
	<hr/>
	480

$$L/D = 480$$

$$Din = 0.0518 \text{ ft}$$

$$L = 27.84 \text{ ft}$$

$$L \text{ TOT} = 28.71 \text{ ft} + 27.84 \text{ ft} = 56.55 \text{ ft}$$

$$P = 0.408 \text{ lb/in}^2 \text{ en } 100 \text{ ft de tubería}$$

$$P = 0.231 \text{ lb/in}^2 = 33.224 \text{ lb/ft}^2$$

$$p = 1.08 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \times \frac{1\text{b}}{453.6 \text{ gr}} \times \frac{(30.48 \text{ cm})^3}{\text{ft}^3} = 67.42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\frac{33.224 \text{ lb/ft}^2}{67.42 \text{ lb/ft}^3} = 0.4928 \text{ ft}$$

$$H = 8.20 \text{ ft} + 0.4928 \text{ ft} = 8.6928 \text{ ft}$$

20 % de exceso:

$$H = 10.4 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 8.6928 \text{ ft} \times 67.42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{\text{ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 4.07 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 0.3 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

$$\text{BHP} = \frac{0.7815 \text{ gal/min} \times 67.42 \text{ lb/ft}^3 \times 10.4 \text{ ft}}{\frac{550 \text{ lb ft/seg}}{1 \text{ HP}} \times 7.3 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} \times 60 \frac{\text{seg}}{\text{min}}} = 0.02 \text{ HP}$$

$$0.7815 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{1}{0.00211 \text{ ft}^2} \times \frac{\text{seg}}{0.844 \text{ ft}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 7.31 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3}$$

Se empleará una bomba dosificadora de 0.5 HP.

#### Torre T-302

La corriente de alimentación de esta columna, proviene de los fondos de la Torre T-301, y contiene el dimetildiclorosilano, que finalmente deberá tener una pureza de 99.4 %.

Para dimensionar esta torre, se seguirá el mismo método y secuencia de cálculo que se empleó en la columna T-301.

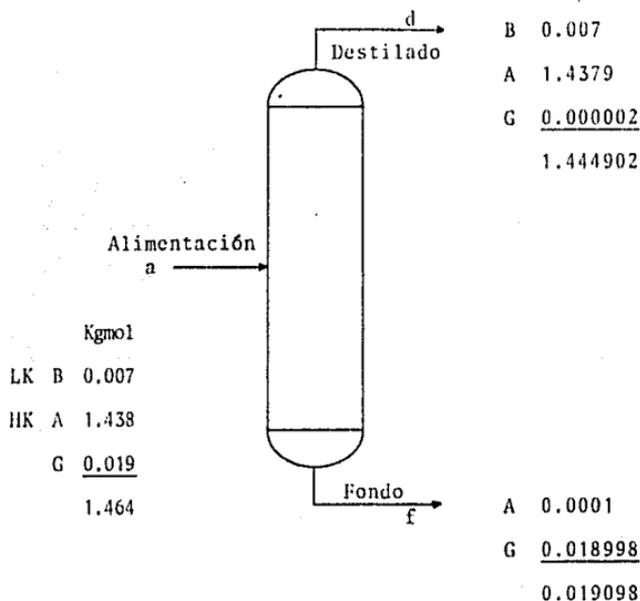
La composición de la alimentación es:

Compuesto		Kg	Kg mol	$a_i, A$
B	$\text{CH}_3\text{SiCl}_3$	1.0465	0.007	1.1397
A	$(\text{CH}_3)_2\text{SiCl}_2$	185.502	1.438	1.0000
G	$\text{Si}_2\text{Cl}_6$	5.111	0.019	0.0650
Total		191.6595	1.469	

LK clave ligero

HK clave pesado

La estimación preliminar de la composición del destilado y de los fondos es:



Utilizando las ecuaciones de Hengstebeck-Geddes, para la distribución de componentes se tiene:

$$\frac{f_{HK}}{a_{HK}} = \frac{0.018998}{0.019} = 0.9999 \quad \text{recuperación del producto G en el fondo}$$

$$\frac{d_{LK}}{a_{LK}} = \frac{1.4379}{1.438} = 0.9999 \quad \text{recuperación del producto A en el destilado}$$

De las ecuaciones 4.4 y 4.5 se tiene respectivamente:

$$a = -\log\left(\frac{0.9999}{1-0.9999}\right)$$

$$a = -4.0$$

$$\alpha_{LK} = 15.39 \quad \text{volatilidad con respecto a HK}$$

$$b = \frac{\log\left[\left(\frac{0.9999}{1-0.9999}\right)\left(\frac{0.9999}{1-0.9999}\right)\right]}{\log 15.39}$$

$$b = 6.7383$$

Sustituyendo estos valores en las ecuaciones 4.2 y 4.3 se obtendrán la recuperación de productos tanto en el destilado como en el fondo:

Recuperación del producto B

$$\text{en destilado: } \frac{dB}{aB} = \frac{(10^{-4} \cdot 17.54^{6.7383})}{1 + (10^{-4} \cdot 17.54^{6.7383})} = 1$$

$$\text{en fondo: } \frac{fB}{aB} = \frac{1}{1 + (10^{-4} \cdot 17.54^{6.7383})} = 0$$

Este resultado muestra que la estimación de que el producto B se recupera totalmente por la corriente de destilado es correcta.

Número Mínimo de Platos

N: Temperatura en el domo: 70°C

1: Temperatura en el fondo: 138°C (temp. de burbuja)

$$(\alpha A, G)N = \frac{pA}{pG} = \frac{780}{45} = 17.3333$$

$$(\alpha A, G)1 = \frac{pA}{pG} = \frac{3615}{745} = 4.8523$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 4.7:

$$\alpha_m = [(17.3333)(4.8523)]^{1/2}$$

$$\alpha_m = 9.1710$$

Empleando la ecuación de Fenske (4.6) para el número mínimo de platos:

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \frac{(1.4379)(0.018998)}{(0.0001)(0.000002)} \right]}{\log 9.1710} = 8.45 \rightarrow 9 \text{ platos}$$

Reflujo Mínimo

Comp.	a: Kgmol	Z <sub>in</sub>	α <sub>i,G</sub> 69.5°C*
B	0.007	0.0048	17.54
A	1.438	0.9822	15.39
G	0.019	0.0130	1.00
Total	1.464	1.0000	

\*69.5°C es la temperatura de rocío de la mezcla, y es la temperatura a que entra la alimentación.

Con los datos anteriores, y la ecuación 4.8, que propuso Underwood por prueba y error, se obtendrá el valor de θ:

$$\sum \frac{(\alpha_{i,r}) Z_{in}}{(\alpha_{i,r}) - \theta} = 1 - q \quad \text{--- (4.8)}$$

como q = 1 para líquido

$$\sum \frac{(\alpha_{i,r}) Z_{in}}{(\alpha_{i,r}) - \theta} = 0$$

entonces:

$$\frac{(17.54)(0.0048)}{17.54 - \theta} + \frac{(15.39)(0.9822)}{15.39 - \theta} + \frac{(1)(0.0130)}{1 - \theta} = 0$$

por prueba y error se tiene que  $\theta = 1.012305377$

Para conocer el reflujo mínimo, Underwood propuso:

$$R_{\min} = \sum \frac{(a_i, r) X_{id}}{(a_i, r) - \theta} - 1 \quad \text{--- (4.10)}$$

Comp.	d: Kgmol	X <sub>id</sub>	a <sub>i, G</sub>
B	0.007	0.004845	17.54
A	1.4379	0.995154	15.39
G	0.000002	0.000001	1.00
Total	1.444902	1.000000	

$$R_{\min} = \frac{(17.54)(0.004845)}{17.54 - 1.012305377} + \frac{(15.39)(0.995154)}{15.39 - 1.012305377} + \frac{(1)(0.000001)}{1 - 1.012305377} - 1$$

$$R_{\min} = 0.0703$$

$$R_{\min} = \frac{L_{\min}}{d}$$

$$L_{\min} = (0.0703)(1.444902) = 0.1016 \text{ Kgmol/h}$$

Número de Platos Teóricos

$$R = 1.5 R_{\min}$$

$$R = 1.5(0.0703) = 0.1055$$

De la ecuación 4.12

$$X = \frac{0.1055 + 0.0703}{1.1055} = 0.1590$$

Sustituyendo este valor en la correlación de Guilliland

(4.11)

$$\frac{N-N_{\min}}{N+1} = 1 - \exp \left[ \left( \frac{1+54.4(0.1590)}{1+117.2(0.1590)} \right) \left( \frac{0.1590-1}{0.1590 \cdot 0.5} \right) \right]$$

$$\frac{N-N_{\min}}{N+1} = 0.4968$$

despejando N se obtendrá:  $N = 17.7858 \rightarrow 18$  platos

Localización del Plato de Alimentación

$$X_{LK}, f = \frac{0.0001}{0.019098} = 0.0052 \quad X_{HK}, d = \frac{0.000002}{1.444902} = 0.000001$$

$$f = 0.019098 \quad d = 1.444902$$

$$Z_{LK}, a = \frac{1.438}{1.469} = 0.9789 \quad Z_{HK}, a = \frac{0.019}{1.469} = 0.0129$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación de Kirkbride

(4.13) se tendrá:

$$\frac{NR}{NS} = \left[ \left( \frac{0.0129}{0.9789} \right) \left( \frac{0.0052}{0.000001} \right)^2 \left( \frac{0.019098}{1.444902} \right) \right]^{0.206} = 5.71$$

$$NR = \left( \frac{NR/NS}{1+NR/NS} \right)^N$$

$$NR = \frac{5.71}{6.71} (17.7858) = 15.1352 \text{ platos sobre el plato de alimentación}$$

$$NS = 17.7858 - 15.1352 = 2.6503 \text{ platos bajo el plato de alimentación}$$

El cálculo de la eficiencia global de los platos se hará con la correlación de O'Connell (19).

$$E_0 = 0.85$$

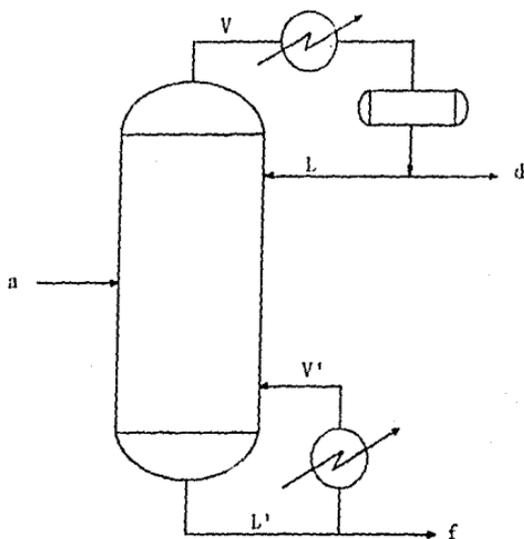
$$\# \text{ platos reales} = \frac{18}{0.85} = 21 \text{ platos reales}$$

corrigiendo:

$$NR = 18 \text{ y } NS = 3$$

La corriente de alimentación entrará a la altura del plato 3.

Balance de Materia



Si la corriente de alimentación es líquido saturado:

$$V = V'$$

$$L' = L + a$$

$$\text{Si } R = \frac{L}{D} = \frac{0.1524}{1.444902} = 0.1055$$

$$\text{Si } L = V - d$$

$$V = L + d$$

$$V = 0.1524 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} + 1.444902 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} = 1.597302 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\underline{V = V' = 1.597302 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}}$$

$$L' = L + a$$

$$L' = 0.1524 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} + 1.469 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} = 1.6214 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\underline{L' = 1.6214 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}}$$

Dimensiones de la Torre

Para el cálculo de las dimensiones de la Torre, se seguirá el método de Nutter (13).

$$\text{Area de la Torre (ft}^2\text{)} = \frac{2(DCA) + Ab}{(\text{Factor de Seguridad})}$$

en donde

DCA = área requerida para la bajante

$$DCA = \frac{[\text{Tiempo de residencia}] [\text{ft}^3/\text{seg liq}]}{[\text{Factor de espuma}] [\text{Espacio entre platos (ft)}]}$$

Ab = área requerida para burbujeo (ft<sup>2</sup>)

$$Ab = \frac{(ft^3/seg \text{ vap})(Rd) + (ft^3/seg \text{ liq})}{(Ft)(V)(Rd)(\text{Factor de espuma})}$$

$$y \text{ Rd} = \sqrt{\frac{\text{densidad vap}}{\text{densidad liq} - \text{densidad vap}}}$$

Tiempo de residencia = 5 seg

ft<sup>3</sup>/seg liq = 0.43 ft<sup>3</sup>/seg

Factor de espuma = 0.75

Espacio entre platos = 18 in = 1.5 ft

$$DCA = \frac{(5 \text{ seg})(0.43 \text{ ft}^3/\text{seg})}{(0.75)(1.5 \text{ ft})} = 1.9111 \text{ ft}^2$$

$$Rd = \sqrt{\frac{0.0437}{68.6696 - 0.0437}} = 0.0252$$

$$Ab = \frac{(5.2544 \text{ ft}^3/\text{seg})(0.0252) + (0.00018 \text{ ft}^3/\text{seg})}{(0.80)(12)(0.0252)(0.75)} = 0.7308 \text{ ft}^2$$

Ft = 0.80

V = 12

$$\text{Area de la Torre} = \frac{2(1.9111) + 0.7308 \text{ ft}^2}{0.8} = 5.6913 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi r^2$$

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}} = \sqrt{\frac{5.6913}{\pi}} = 1.3460 \text{ ft}$$

$$D = 2r = 2.6919 \text{ ft} = 32.3028 \text{ in}$$

$$D = 0.820 \text{ m}$$

Para determinar la altura, se tomará el número de platos y el espaciamento entre ellos, además de un espacio equivalente de 3 platos en el domo y un espacio equivalente a 10 min. de acumulado en el fondo.

Espaciamento entre platos : 18 in

21 platos X 18 in = 378 in

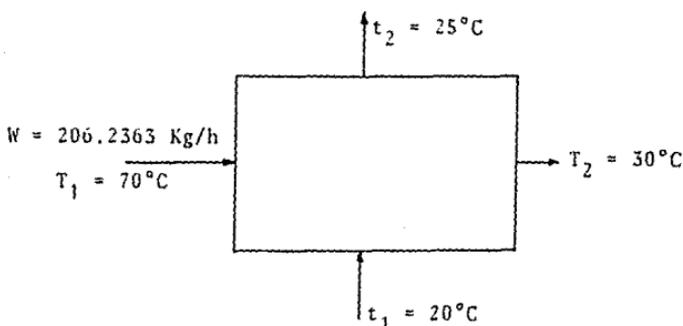
H = 378 in + 54 in + 3.6 in = 435.6 in = 36.3 ft

H = 11.0642 m

Condensador E-302

Su función es condensar la corriente del destilado de la Torre T-302, para después recircular parte de esta corriente a la torre, y el resto pasará a los tanques de almacenamiento A-103, ya que esta corriente es la que contiene el dimetildiclorosilano

La corriente llega a una temperatura de  $70^{\circ}\text{C}$  y es necesario bajar esta temperatura hasta  $30^{\circ}\text{C}$ , para lograrlo se utilizará agua de enfriamiento.



$C_p$  de productos =  $0.21 \text{ cal/gmol}^{\circ}\text{C}$

$C_{p\text{H}_2\text{O}} = 1 \text{ cal/gmol}^{\circ}\text{C}$

agua requerida:

$$W C_p (T_1 - T_2) = w C_p (t_2 - t_1)$$

$$w = \frac{206.2363 \text{ kg/h} (0.21 \frac{\text{Kcal}}{\text{kgmol}^{\circ}\text{C}}) (70^{\circ} - 30^{\circ}\text{C})}{1 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} (25^{\circ} - 20^{\circ})}$$

$$w = 346.477 \text{ Kg/h}$$

Ecuación de Fourier:

$$Q = UDA\Delta t$$

UD = coeficiente total para diseño = 50 BTU/hr ft<sup>2</sup>°F

$\Delta t$  = MLTD = media logarítmica de la diferencia de temperaturas

$$MLTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

Fluido Cal.		Fluido Frfo	Dif.	
70	Temp. Alta	25	45	$\Delta t_2$
30	Temp. Baja	20	10	$\Delta t_1$
40		5		

$$MLTD = \frac{45 - 10}{\ln \frac{45}{10}} = 23.27^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = (MLTD) FT$$

en donde FT es un factor de corrección para arreglo un paso por la coraza y dos pasos por los tubos

$$FT = 0.94$$

$$\Delta t = (23.27^\circ\text{C})(0.94) = 21.87^\circ\text{C}$$

$$Q = UD A \Delta t \quad \text{despejando} \quad A = \frac{Q}{UD \Delta t}$$

$$Q = 1732.3849 \text{ Kcal}$$

$$UD = 50 \text{ BTU/hr ft}^2\text{°F} = 244 \text{ Kcal/hr m}^2\text{°C}$$

$$A = \frac{1732.3849 \text{ Kcal}}{244 \text{ Kcal/hr m}^2\text{°C} \times 21.87^\circ\text{C}} = 0.325 \text{ m}^2 = 3.494 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area} = L a n \text{ tubos} \quad a = \frac{ft^2}{ft} \quad L = ft$$

para una longitud de 4 ft

$$\text{de tabla 10 del Kern tubos } 3/4'' \quad a = 0.1963 \frac{ft^2}{ft}$$

$$n \text{ tubos} = \frac{\text{Area}}{La} = \frac{3.494 \text{ ft}^2}{(4ft)(0.1963 \text{ ft}^2/ft)} = 4.45 \text{ tubos}$$

→ 5 tubos

Diámetro de la Coraza

Para un arreglo triangular, con un espaciado entre tubos de 1.1/4", con dos pasos por los tubos, el diámetro necesario de coraza para contener los 5 tubos es de 5 pulgadas.

Este diámetro de coraza, con el arreglo propuesto, tiene una capacidad de 6 tubos, por lo que se hará una corrección al área.

$$\begin{aligned} \text{Area} &= 4 \text{ ft} \times 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 6 \\ &= 4.711 \text{ ft}^2 = 0.438 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

corrigiendo el coeficiente:

$$UD = \frac{Q}{A\Delta T} = \frac{1732.3849 \text{ Kcal/h}}{0.438 \text{ m}^2 \times 21.87^\circ\text{C}} = 180.85 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2^\circ\text{C}}$$

$$UD = 37.06 \text{ BTU/hr ft}^2^\circ\text{F}$$

Temperaturas calóricas Tc y tc

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta T_h} = \frac{5}{40} = 0.125$$

Fc = fracción calórica = 0.275 de la figura 17 del Kern

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

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

$$T_c = 30 + 0.275(70 - 30) = 41^\circ\text{C}$$

$$t_c = 20 + 0.275(25 - 20) = 24.7^\circ\text{C}$$

El fluido del proceso pasará por los tubos y el agua de enfriamiento pasará por la coraza.

→ Coraza:

$$\text{Area de flujo: } \frac{DI \times C' \times B}{N_{pasos} \times Pt \times 144}$$

en donde

DI = diámetro interior de la coraza (pulgadas)

C' = espaciado entre tubos adyacentes (pulgadas)

B = espaciado de los deflectores (pulgadas)

Pt = espaciado de los tubos (pulgadas)

$$a_s = \frac{3 \text{ in} \times 0.5 \text{ in} \times 16 \text{ in}}{1 \times 1.25 \text{ in} \times 144} = 0.133 \text{ ft}^2$$

Propiedades del fluido:

$$t_c = 24.7^\circ\text{C}$$

$$\mu = 2.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}}$$

$$C_p = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$k = 0.33 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{ft}}$$

$$\text{Re} = \frac{G \cdot D_c}{\mu}$$

$$D_c = \frac{0.72 \text{ in}}{12} = 0.06 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} G = \text{flujo másico} &= \frac{w}{a_s} = \frac{346.477 \text{ kg/h}}{0.133 \text{ ft}^2} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.4536 \text{ kg}} \\ &= 5743.14 \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2} \end{aligned}$$

$$\text{Re} = \frac{(5743.14 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2)(0.06 \text{ ft})}{2.3 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{h}}} = 149.82$$

El factor de transferencia de calor  $J_H$ , para el lado de la coraza con deflectores segmentados 25 % es:

$$J_H = 17$$

$$\frac{h_o}{\phi_w} = J_H \frac{k}{D_c} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_w} = 17 \times \frac{0.33}{0.06} \left( \frac{(1)(2.3)}{0.33} \right)^{1/3}$$

$$\phi_w = \left( \frac{h}{\mu_w} \right)^{1/4}$$

Las pequeñas diferencias entre las temperaturas promedio eliminan la necesidad de corrección en la pared del tubo,

$$\phi_w = 1$$

$$h_o = 178.60$$

→ Tubos:

$$\text{Area de flujo} = a_t = \frac{N_t \times a't}{n \times 144} = \text{ft}^2$$

en donde:  $N_t$  = número de tubos

$a't$  = área de flujo por tubo

$n$  = número de pasos

$$a_t = \frac{6 \times 0.223 \text{ m}^2}{2 \times 144} = 0.0046 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{W}{a} = \frac{206.2363 \text{ Kg/h}}{0.0046 \text{ ft}^2} \times \frac{\text{ft}}{0.4536 \text{ Kg}} = 98,840.34 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

$$T_c = 41^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0.45 \text{ Cp} \times \frac{6.72 \times 10^{-4} \text{ lb ft/seg}}{1 \text{ Cp}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{\text{h}} = 1.09 \frac{\text{lb ft}}{\text{h}}$$

$$D_i = \frac{0.532 \text{ in}}{12} = 0.044 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{GD_i}{\mu} = \frac{(98,840.34 \text{ lb/h ft}^2)(0.044 \text{ ft})}{1.09 \frac{\text{lb ft}}{\text{h}}} = 3989.89$$

El factor de transferencia de calor JH, para el lado de los tubos es:

$$JH = 32$$

La conductividad térmica del fluido es  $k = 0.08$

$$\frac{h_i}{\phi_w} = JH \frac{k}{D} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 32 \frac{(0.08)}{(0.044)} \left( \frac{(0.22)(1.09)}{(0.08)} \right)^{1/3}$$

como  $\phi_w = 1$

$$h_i = 83.89 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$h_i$  referido al diámetro exterior del tubo:

$$h_{io} = 83.89 \times 0.62/0.75 = 69.35 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Coefficiente total  $U_c$ :

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 49.95 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

La conductividad térmica del fluido es  $k = 0.08$

$$\frac{hi}{\phi w} = JH \frac{k}{D} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 16 \frac{(0.08)}{(0.044)} \left( \frac{(0.22)(1.09)}{(0.08)} \right)^{1/3}$$

Factor de obstrucción:

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.007 \frac{hft^2 \text{ } ^\circ F}{BTU}$$

Acumulador A-302

Tiene como función coleccionar los productos que provienen del Condensador E-302, una parte de la corriente que sale del acumulador se recircula a la Torre T-302 y el resto pasará a los tanques de almacenamiento A-103, que son los que almacenan el producto terminado

Composición de la mezcla:

Compuesto	fracc. peso	(gr/cm <sup>3</sup> )
B CH <sub>3</sub> SiCl <sub>3</sub>	0.006	1.27
A (CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> SiCl <sub>2</sub>	0.993	1.07
G Si <sub>2</sub> Cl <sub>6</sub>	0.001	1.58

$$\bar{\rho} = 1.072 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

flujo en 1 hora: 206.2363 Kg

$$\text{volumen: } 206,236.3 \text{ gr} \times \frac{\text{cm}^3}{1.072 \text{ gr}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(100 \text{ cm})^3} = 0.1927 \text{ m}^3$$

El acumulador estará lleno al 80 %

$$\text{volumen} = 0.2409 \text{ m}^3$$

$$\text{Si } \frac{L}{D} = 2 \quad L = 2D$$

$$V = \frac{D^2 \pi L}{4} \therefore V = \frac{D^3 \pi}{2}$$

despejando el diámetro:

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2(0.2409)}{\pi}} = 0.535 \text{ m}$$

$$L = 2(0.535) = 1.071 \text{ m}$$

Material: Acero al carbón

$$t = \frac{PD R}{SE - 0.6PD}$$

$$PD = 1.5(PT) = 1.5(14.7 \text{ lb/in}^2) = 22.05 \text{ lb/in}^2$$

$$S = 17,500 \text{ lb/in}^2$$

$$E = 1.0$$

$$R = 10.53 \text{ in}$$

$$t = \frac{(22.05)(10.53)}{(17500)(1) - 0.6(22.05)} = 0.02 \text{ in}$$

$$t = 1/4 \text{ in}$$

## Reboiler H-302

Su función es proporcionar el calor necesario a la Torre T-302 y devolver el vapor al fondo de la misma. Para esta función se empleará un reboiler de termosifón vertical, en donde se evaporará parcialmente la corriente de fondos de la Torre T-302.

La corriente llega a la temperatura de burbuja de la mezcla que hay en el fondo de la torre, que es 138°C; y la mezcla líquido-vapor saldrá a una temperatura de 150°C. Como medio de calentamiento se usará vapor de agua de 120 psia.

Se producen 85.7023 kg/h de vapor de la mezcla

$$T = 138^{\circ}\text{C} \rightarrow 280.4^{\circ}\text{F}$$

$$P = 14.7 \text{ lb/in}^2$$

$$Q \text{ de la mezcla} = 77094.95 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \times \frac{0.252 \text{ BTU}}{\text{Kcal}} = 19427.927 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

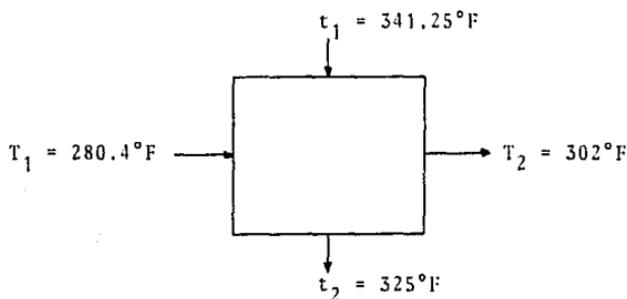
$$Q \text{ del vapor: } Q = mH$$

Entalpía de evaporación a 120 psia

$$H_{\text{vapH}_2\text{O}} = 877.9 \text{ BTU/lb}$$

$$m = \frac{Q}{H} = \frac{19427.927 \text{ BTU/h}}{877.9 \text{ BTU/lb}} = 22.13 \text{ lb/h de vapor}$$

El flujo será a contracorriente, con un paso por la coraza y un paso por los tubos.



$\Delta t = \text{MLTD} =$  media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

Fluido Cal.		Fluido Frío	Dif.	
341.25°F	Temp. Alta	302.0°F	39.25	$\Delta t_2$
325.00°F	Temp. Baja	208.4°F	44.6	$\Delta t_1$
16.25		21.6		

$$\text{MLTD} = \frac{39.25 - 44.6}{\ln \frac{39.25}{44.6}} = 41.87^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = (\text{MLTD})\text{FT} \quad \text{FT} = 0.96$$

$$\Delta t = (41.87)(0.96) = 40.2^\circ\text{F}$$

Temperaturas calóricas  $T_c$  y  $t_c$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{21.6}{16.25} = 1.33$$

Fracción calórica:  $F_c = 0.44$

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

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

$$T_c = 325^\circ\text{F} + 0.44(341.25 - 325) = 332.15^\circ\text{F}$$

$$t_c = 280.4^\circ\text{F} + 0.44(502 - 280.4) = 289.90^\circ\text{F}$$

Cálculo del área:

$$A = \frac{Q}{UD\Delta t} \quad \frac{Q}{A} = UD\Delta t$$

para sustancias orgánicas medias y vapor de agua UD: 100-200

tomando UD = 150

$$\frac{Q}{A} = (150)(40.2) = 6030 \frac{\text{BTU}}{\text{h ft}^2}$$

$$A = \frac{Q}{Q/A} = \frac{19427.927 \text{ BTU/h}}{6030 \text{ BTU/h ft}^2} = 3.2219 \text{ ft}^2$$

suponiendo tubos de 3 ft de largo, 16 BWG y 0.5 in de diámetro:

$$\# \text{ de tubos} = \frac{3.2219 \text{ ft}^2}{\frac{3}{5} \text{ ft}} \times \frac{\text{ft}}{0.1309 \text{ ft}} = 8.20 \text{ tubos}$$

necesito 9 tubos

Coefficiente corregido:  $U_D = 137$

La tasa de recirculación es 4:1

Presión estática de la columna del reboiler =  $\frac{Z_{3p} p_{prom}}{144}$

$$\frac{Z_{3p} p_{prom}}{144} = \frac{2.3 L}{144(V_o - V_i)} \log \frac{V_o}{V_i} [=] \frac{lb}{in^2}$$

en donde: L = longitud de los tubos

$V_i$  = volumen específico a la entrada

$V_o$  = volumen específico a la salida

Densidad de la mezcla vapor: a  $t_c = 289.90^\circ F$

$$\frac{lb \text{ mol}}{359 \text{ ft}^3} \times \frac{268.2723 \text{ lb}}{lb \text{ mol}} \times \frac{14.7 \text{ lb/in}^2}{14.7 \text{ lb/in}^2} \times \frac{492^\circ R}{749.9^\circ R} = 0.490 \frac{lb}{ft^3}$$

$$\rho_{vapor} = 0.490 \frac{lb}{ft^3}$$

$$V_{vapor} = \frac{1 \text{ ft}^3}{0.490 \text{ lb}} = 2.041 \frac{\text{ft}^3}{lb}$$

$$V_{liq.} = \frac{1 \text{ ft}^3}{93.640 \text{ lb}} = 0.011 \frac{\text{ft}^3}{lb} = V_i$$

Peso del líquido recirculado:  $85.7023 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4 \times \frac{1\text{b}}{0.4536 \text{kg}}$

$$= 755.752 \frac{1\text{b}}{\text{h}}$$

Volumen total a la salida del reboiler:

$$\text{liq. } 755.752 \frac{1\text{b}}{\text{h}} \times 0.011 \frac{\text{ft}^3}{1\text{b}} = 8.313 \text{ ft}^3$$

$$\text{vap. } 188.938 \frac{1\text{b}}{\text{h}} \times 2.041 \frac{\text{ft}^3}{1\text{b}} = 385.622 \text{ ft}^3$$

$$\text{TOTAL} = 393.936 \text{ ft}^3$$

Volumen a la salida:

$$V_o = \frac{393.936 \text{ ft}^3}{(755.752 + 188.938) 1\text{b}} = 0.417 \frac{\text{ft}^3}{1\text{b}}$$

Presión de la columna:

$$\frac{Z_{30\text{prom}}}{144} = \frac{2.3(3 \text{ ft})}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} (0.4177 - 0.011) \frac{\text{ft}^3}{1\text{b}}} \log \frac{0.417}{0.011} = 0.186 \frac{1\text{b}}{\text{in}^2}$$

Resistencia de fricción:

Area de flujo

$$a_t = N_t \frac{a'_t}{144} = 9 \times 0.1076 \text{ in}^2 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 0.0067 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0.1076 \text{ in}^2 \text{ para tubo de } 1/2'' \text{ y } 16 \text{ BWG}$$

$$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{(755.752 + 188.938) \text{ lb/h}}{0.0067 \text{ ft}^2} = 140,998 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$$

$$\mu = 0.72 \text{ cs}$$

$$\rho_{\text{prom}} = 1.20 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

$$\mu = 0.0072 \frac{\text{cm}^2}{\text{seg}} \times 1.20 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} = 0.00864 \text{ p} = 0.864 \text{ cp}$$

$$\mu = 0.864 \text{ cp} \times \frac{6.72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft seg}}{\text{cp}} \times 3600 \frac{\text{seg}}{\text{h}} = 2.090 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}$$

$$D = \frac{0.370 \text{ in}}{12} = 0.031 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{DG}{\mu} = \frac{0.031 \text{ ft} \times 140,998 \text{ lb/h ft}^2}{2.090 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}} = 9091.36$$

el factor de fricción es:  $f = 0.00029 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2}$

gravedad específica promedio:

$$V_i \text{ liq} = 0.011 \frac{\text{ft}^3}{\text{lb}} \quad \rho_i \text{ liq} = \frac{1}{V} = 90.90 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$S_i = \frac{\rho_i \text{ liq}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{90.90}{62.5} = 1.454$$

$$V_o \text{ liq} = 0.417 \frac{\text{ft}^3}{\text{lb}} \quad \rho_o \text{ liq} = \frac{1}{V} = 2.398 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$S_o = \frac{\rho_o \text{ liq}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{2.398}{62.5} = 0.038$$

$$S_{prom} = \frac{1.454 + 0.038}{2} = 0.746$$

Caída de presión en los tubos:

$$\Delta P_t = \frac{fG^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_s^5 t} = \frac{(0.00029)(140,998)^2 (3)(1)}{(5.22 \times 10^{10})(0.031)(0.746)(1)} = 0.014 \frac{lb}{in^2}$$

$$\text{Resistencia total} = 0.186 \frac{lb}{in^2} + 0.014 \frac{lb}{in^2} = 0.200 \frac{lb}{in^2}$$

$$\text{Gradiente motor} = \frac{Z_1 \rho^1}{144} = \frac{3 \times 90.90}{144} = 1.894 \frac{lb}{in^2}$$

La carga hidrostática vence la resistencia total y esto asegura la tasa de recirculación 4:1

Calculando los coeficientes de transferencia de calor tenemos:

$$h_o = 1526 \text{ BTU/hft}^2\text{°F}$$

$$h_i = 262 \text{ BTU/hft}^2\text{°F}$$

hi referido al diámetro exterior del tubo:

$$h_{io} = 262 \times \frac{0.370}{0.5} = 194 \text{ BTU/hft}^2\text{°F}$$

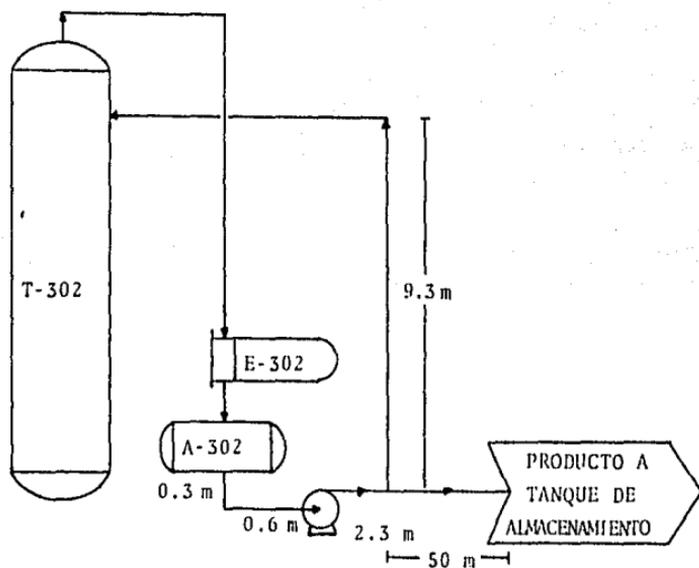
$$\text{Coeficiente total } U_c: \quad U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 169.24 \text{ BTU/hft}^2\text{°F}$$

$$\text{Factor de obstrucción:} \quad R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.0014 \text{ hft}^2\text{°F/BTU}$$

El reboiler tendrá una coraza de 4" de diámetro, 9 tubos de 3 ft de longitud, 1/2 pulgada de diámetro y 15 BWG; con un paso por la coraza y un paso por los tubos.

El fluido de proceso pasará por los tubos y el vapor por la coraza.

## Bomba P-303



$$V = 0.1875 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1000 \text{ lt}}{\text{m}^3} = 187.5 \frac{\text{lt}}{\text{h}} = 49.53 \frac{\text{gal}}{\text{h}}$$

Volumen: 49.53 gal/h

$Q = 0.8255 \text{ GPM}$

para tubería de 1/2" ced 40

$Vel = 0.844 \text{ ft/seg}$

$P = 0.408 \text{ lb/in}^2$

$Dex = 0.0700 \text{ ft}$

$Din = 0.0518 \text{ ft}$

Altura hidrostática: 9.3 m = 30.51 ft

	L/D
1 válvula check	50
1 válvula de globo	340
2 codos 90°	60
1 "T"	20
	<hr/>
	470 ft

$$L/D = 470$$

$$\text{Din} = 0.0518 \text{ ft}$$

$$L = 24.35 \text{ ft}$$

$$L = 0.3 \text{ m} + 0.6 \text{ m} + 2.3 \text{ m} + 50 \text{ m} = 53.2 \text{ m} = 176.84 \text{ ft}$$

$$L_{TOT} = 176.84 \text{ ft} + 24.35 \text{ ft} = 201.19 \text{ ft}$$

$$P = 0.408 \text{ lb/in}^2 \text{ en } 100 \text{ ft de tubería}$$

$$P = 0.821 \text{ lb/in}^2 = 118.2 \text{ lb/ft}^2$$

$$\rho = 1.1 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \times \frac{1 \text{ lb}}{453.6 \text{ gr}} \times \frac{(30.48)^2}{\text{ft}^2} = 68.67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\frac{118.2 \text{ lb/ft}^2}{68.67 \text{ lb/ft}^3} = 1.7213 \text{ ft}$$

$$H = 30.51 \text{ ft} + 1.7213 \text{ ft} = 32.23 \text{ ft}$$

20% exceso:

$$H = 38.68 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 32.23 \text{ ft} \times 68.67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{\text{ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 15.37 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 1.1 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\text{BHP} = \frac{0.8255 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times 68.67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 38.68 \text{ ft}}{500 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \times 7.73 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} \times 60 \frac{\text{seg}}{\text{min}}} = 0.01 \text{ HP}$$

$$0.8255 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{1}{0.00211 \text{ ft}^2} \times \frac{\text{seg}}{0.844 \text{ ft}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 7.73 \text{ gal/ft}^3$$

Se usará una bomba dosificadora de 0.5 HP.

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
A-201	Acumulador	619 mmφ, 1238 mm T-T
A-301	Acumulador	1176 mmφ, 2352 mm T-T
A-302	Acumulador	535 mmφ, 1071 mm T-T
C-201	Ciclón	750 mmφ, 3188 mm T-T
E-201	Condensador	11.566 M Kcal/h, 0.584 m <sup>2</sup>
E-301	Condensador	10.233 M Kcal/h, 2.34 m <sup>2</sup>
E-302	Condensador	1.732 M Kcal/h, 0.438 m <sup>2</sup>
EP-201	Enfriador de Polvo	400 mmφ, 1500 mm
H-301	Reboiler	124.927 M Kcal/h, 0.438 m <sup>2</sup>
H-302	Reboiler	77.095 M Kcal/h, 0.328 m <sup>2</sup>
L-201	Tolva	726 mmφ, 1089 mm

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
L-202	Tolva	400 mm $\phi$ , 750 mm
P-201	Bomba de Suministro a Torre T-301	3.67 LPM, 3.38 kg/cm <sup>2</sup>
P-301	Bomba de Recirculación de Condensados a Torre-301	35.83 LPM, 6.06 kg/cm <sup>2</sup>
P-302	Bomba de Suministro a Torre T-302	2.95 LPM, 0.3 kg/cm <sup>2</sup>
P-303	Bomba de Recirculación de Condensados a Torre T-302	3.10 LPM, 1.1 kg/cm <sup>2</sup>
R-201	Reactor	313 mm $\phi$ , 9750 mm T-T
T-301	Torre de Destilación	916 mm $\phi$ , 52578 mm T-T
T-302	Torre de Destilación	329 mm $\phi$ , 11064 mm T-T

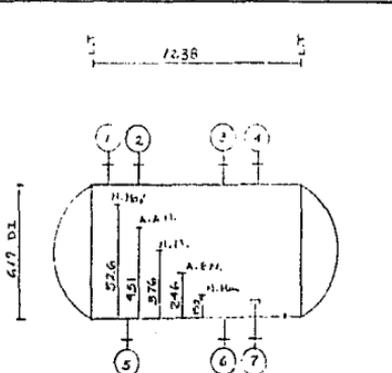
	<b>HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES</b>
--	--

CLIENTE: TEC. PROFESIONAL - YOLANDA DE LA FUENTE	PROYECTO Nº E-01
PLANTA: U.C. DIME/ELC/DI/HOSP/ALTA	HOJA DE 1
LOCALIZACION: ADONIZO, P.L.	REG./O.C. Nº
CLAVE DEL EQUIPO: A-201	Nº UNIDADES: UNO

SERVICIO: Acumulador	POSICION: VERTICAL	HORIZONTAL
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO: <i>Fluido de proceso</i> FLUJO: 3.76 lpm; DENSIDAD: 1.112 g/cm <sup>3</sup>		
VAPOR O GAS: <i>no condensa</i> FLUJO: $0.49 \times 10^3$ m <sup>3</sup> /s; DENSIDAD: 0.027 g/cm <sup>3</sup>		
TEMPERATURA OPERACION: 77 °C; MAXIMA: °C; DISEÑO: °C		
PRESION OPERACION: 0 kg/cm <sup>2</sup> man; MAXIMA: kg/cm <sup>2</sup> man; DISEÑO: 0.5 kg/cm <sup>2</sup> man		
DIMENSIONES: LONGITUD T.T.: 1238 mm; DIAMETRO: 619 D1 mm; CAP TOTAL: 372.7 litros		
NIVEL: NORMAL: 276 mm; MAXIMO: 576 mm; MINIMO: 152 mm		
ALARMA ALTO NIVEL: 451 mm; ALARMA BAJO NIVEL: 276 mm; NIVEL DE PARO: mm		
MATERIALES: CASCARON: A.C.; CABEZAS: A.C.; MALLA SEPARADORA: ESPESOR: mm; MATERIAL: mm		
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO: mm; TIPO RECTANGULAR: LONGITUD: mm; ANCHO: mm		
CORROSION PERM.: CASCARON: 2 mm; CABEZAS: 2 mm; AISLAMIENTO: NO, B1; REQUEBRAMIENTO INTERNO: NO, B1		

## BOQUILLAS

Nº	CANT.	NOM.	SERVICIO
1	1		Reinjection de H <sub>2</sub> O
2	1		Alimentación de E-201
2	1		Ventosa
4	1		Salida y Tubería de escape
5	1		Drain
6	1		Exposición de Servicio
7	1		Salida de P-201



## NOTAS

REVISION	0 - PREL	1 - APD P	2	3	4	5	6	7
FECHA	10/10/75							
ELAB. POR	Y.F.L.							
APR. POR								



	<b>HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES</b>
--	--

CLIENTE: TECNIC PROFESIONALES, YOLANDA DE LA FUENTE	PROYECTO Nº E-01
---	------------------

PLANTA: U.C. DIMETILDICHLOROSILANO	HOJA 1 DE 1
------------------------------------	-------------

LOCALIZACION: APODACA, S.L.	REQ./O.C. Nº
-----------------------------	--------------

CLAVE DEL EQUIPO: E-202	Nº UNIDADES: una
-------------------------	------------------

SERVICIO: Acumulador	POSICION: VERTICAL	HORIZONTAL
----------------------	--------------------	------------

TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	FLUJO: 2.21 lpm	DENSIDAD: 1.072 g/cm <sup>3</sup>
-------------------------	-----------------	-----------------------------------

VAPORES O GAS	FLUJO:	DENSIDAD: g/cm <sup>3</sup>
---------------	--------	-----------------------------

TEMPERATURA: OPERACION 70 °C	MAXIMA °C	DISEÑO °C
------------------------------	-----------	-----------

PRESION: OPERACION 0 kg/cm <sup>2</sup> man	MAXIMA kg/cm <sup>2</sup> man	DISEÑO °C	kg/cm <sup>2</sup> man
---	-------------------------------	-----------	------------------------

DIMENSIONES: LONGITUD T.T.: 1071 mm	DIAMETRO 525.4 mm	CAP. TOTAL 192.7 litros
-------------------------------------	-------------------	-------------------------

NIVEL: NORMAL 224 mm	MAXIMO 455 mm	MINIMO 152 mm
----------------------	---------------	---------------

ALARMA ALTO NIVEL 375 mm	ALARMA BAJO NIVEL 275 mm	NIVEL DE PARO mm
--------------------------	--------------------------	------------------

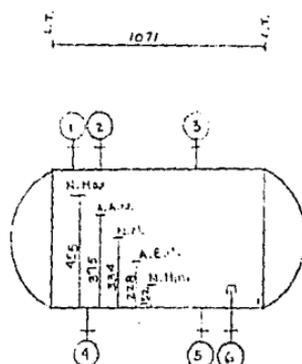
MATERIALES: CASCARON A.C.	CABEZAS A.C.	MALLA SEPARADORA: ESPESOR mm	MATERIAL
---------------------------	--------------	------------------------------	----------

TIPO CIRCULAR: DIAMETRO 525.4 mm	TIPO RECTANGULAR: LONGITUD mm	ANCHO mm
----------------------------------	-------------------------------	----------

CORROSION PERM: CASCARON 2 mm	CABEZAS 2 mm	ASLAMIENTO: NO, SI	REFORZAMIENTO INTERNO: NO, SI
-------------------------------	--------------	--------------------	-------------------------------

## BOQUILLAS

Nº	CANT.	NOM.	SERVICIO
1	1		Recepción de materia
2	1		Alimentación de E-202.
3	1		Ventilador
4	1		Drenaje
5	1		Comunicación de Servicio
6	1		Salida al P-202.



## NOTAS

REVISION	0 - PREL	1 - APD/P	2	3	4	5	6	7
FECHA	10/10/85							
ELAB. POR	Y.F.L.							
APB. POR								









CTO-REQ \_\_\_\_\_

HOJA 1 DE 1

## HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

CLIENTE TESIS PROFESIONAL YOLANDA DE LA FUENTEPLANTA U.C. DIMETILDILOXIDRISIANOLOCALIZACION ABODACA, N.L.SERVICIO Bomba de recirculación de condensados (1-7-30)EQUIPO CLAVE P-301

PARTIDA \_\_\_\_\_ CANTIDAD REQUERIDA \_\_\_\_\_

SOLICITANTE ING. \_\_\_\_\_ ACCIONADOR Motor eléctrico

REQUISITO \_\_\_\_\_ ACCIONADOR \_\_\_\_\_

FECHA 13/01/1985

REV. RAZÓN \_\_\_\_\_

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO Productos de reacciónTEMP DE BOMBEO °F 86°GRAVEDAD ESP 1.15PRESION DE VAPOR PSIAVISCOSIDAD CP 0.5

CORRECCIONES

USO 1.04 9.47 1.01PRESION DE DISEÑO PSIG 86PRESION SUCCION PSIA 0

PRESION DE PUNTO

CARGA DISEÑO PIESNPSH DISEÑO PIESNPSH MECANICO PIES 0.6

FABRICANTE

BASE

ALTERNATIVA

FUNCIONAMIENTO

TAMANO Y TIPO \_\_\_\_\_  
 CURVA PROPUESTA \_\_\_\_\_  
 NPSH REQ (PIES DE AGUA) / NPSH \_\_\_\_\_  
 NPSH (PIES) / RPM \_\_\_\_\_  
 EFICIENCIA A CONDICIONES NOMINALES / RPM \_\_\_\_\_  
 MAX RPM DEL IMPULSOR DE DISEÑO \_\_\_\_\_  
 MAX CARGA DEL IMPULSOR DE DISEÑO (PIES) \_\_\_\_\_  
 CAUDAL MINIMO CONTINUO ESTABLE (CFM) \_\_\_\_\_

CONSTRUCCION

CARCAZA MONTAJE \_\_\_\_\_  
 CONTE MONTAJE \_\_\_\_\_  
 IMPULSOR TIPO / B/D DISEÑO / D MAXIMO \_\_\_\_\_  
 CHUMACERAS RADIAL / EMPUJE \_\_\_\_\_  
 SELLO MECANICO CODIGO API / FABRICANTE \_\_\_\_\_  
 PLAN API 610 LUBRICACION / ENFRIAMIENTO \_\_\_\_\_  
 COBLE / GUARDA COBLE \_\_\_\_\_  
 MATERIALES CLASE API-610 \_\_\_\_\_  
 BOQUILLAS SUCCION / CLASE ANSI / POSICION \_\_\_\_\_  
 DESCARGA / CLASE ANSI / POSICION \_\_\_\_\_  
 MAX TRES PERMISIBLE A \* / PRUEBA DE PROTECCION \_\_\_\_\_

MOTOR

ELEC

FABRICANTE / PROTECCION DE LA CARCAZA \_\_\_\_\_  
 HP / RPM \_\_\_\_\_  
 VOLTS / FASES / HERTZ \_\_\_\_\_  
 CHUMACERAS / LUBRICACION \_\_\_\_\_

TURBINA

DE VAPOR

FABRICANTE / MODELO / GOBERNADOR \_\_\_\_\_  
 POTENCIA DE SELECCION @ RPM \_\_\_\_\_  
 CONSUMO DE VAPOR (LB / HP - HR) \_\_\_\_\_  
 MATERIAL CARCAZA / PARTES INTERIORS \_\_\_\_\_

RESO

BASE

FR. FDS FUNCIONAMIENTO E ISOSTATICA / NPSH \_\_\_\_\_  
 RESO BOMBA + BASE + MOTOR + TURBINA (INGS) \_\_\_\_\_  
 BASE API-610 N1 \_\_\_\_\_

NOTAS

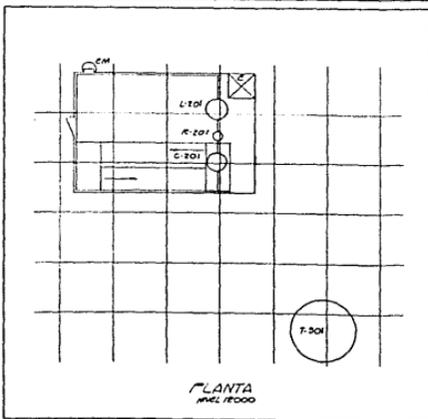
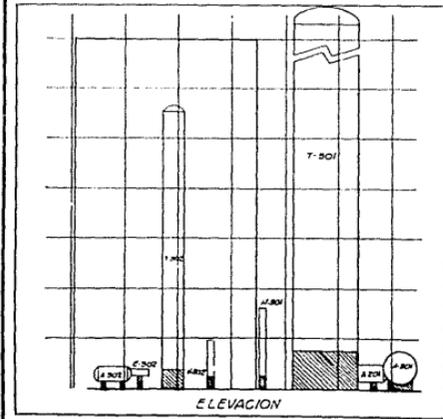
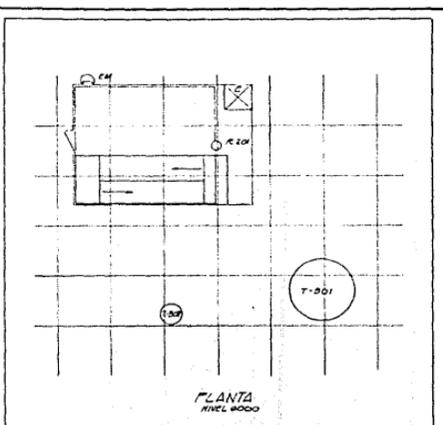
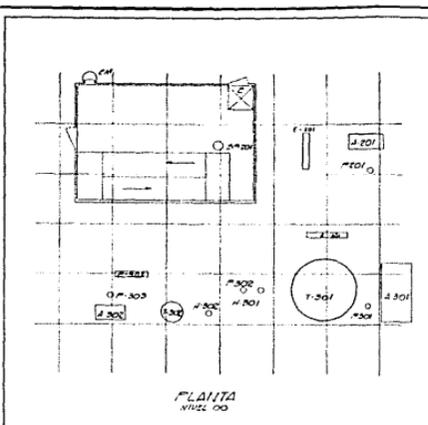
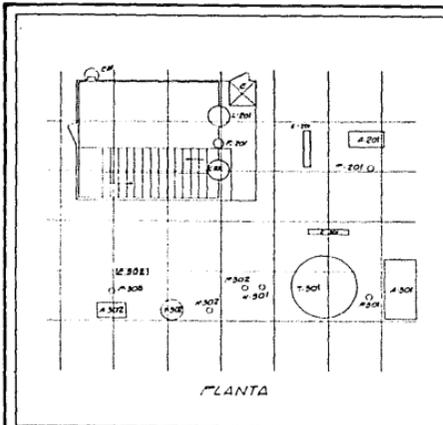
1. Lento Schmeiss











EM: ESCALERA DE EMERGENCIA  
E: ESCUADRO  
ESC: 1-75

UNIVERSIDAD LA SALLE
INGENIERIA QUIMICA
ARRREGLO DE EQUIPO
TESIS PROFESIONAL:
PLANTA DE LA FUENTE
PLANO 2-8

## CAPITULO V

### EVALUACION ECONOMICA

- Estimado de la Inversión
- Evaluación Económica

#### Estimado de la Inversión

Para obtener un estimado del total de la inversión que deberá hacerse para la instalación de esta planta, se utilizarán dos métodos cortos.

El primer paso para ambos métodos es conocer el valor aproximado del costo del equipo principal utilizado:

Torre T-301

Torre T-302

Condensador E-301

Condensador E-302

Reboiler H-301

Reboiler H-302

Tanques de Almacenamiento de Cloruro de Metilo A-101

Tanques de Almacenamiento de Dimetileter A-102

Tanques de Almacenamiento de Dimetildiclorosilano A-103

Acumulador A-201

Acumulador A-301

Acumulador A-302

Una lista más detallada del equipo principal de proceso se dará a continuación:

- Torre T-301

altura	52.40 m
diámetro	0.916 m
material	acero al carbón
precio	\$ 46,240,000.00 pesos

Platos Torre T-301

diámetro	0.916 m
material	acero al carbón
número	133 platos
precio	\$ 16,160,200.00 pesos

- Torre T-302

altura	11.06 m
diámetro	0.82 m
material	acero al carbón
precio	\$ 5,397,500.00 pesos

## Platos Torre T-302

diámetro	0.82 m
material	acero al carbón
número	21 platos
precio	\$ 993,650.00 pesos

## - Condensador E-301

área	6.20 m <sup>2</sup>
longitud	1.52 m
material	acero al carbón
precio	\$ 501,500.00 pesos

## - Condensador E-302

área	1.75 m <sup>2</sup>
longitud	0.91 m
material	acero al carbón
precio	\$ 374,000.00 pesos

## - Reboiler H-301

área	0.18 m <sup>2</sup>
longitud	0.91 m
material	acero al carbón
precio	\$ 399,500.00 pesos

## - Reboiler H-302

área	0.07 m <sup>2</sup>
longitud	0.91 m
material	acero al carbón
precio	\$ 314,500.00 pesos

## - Tanque de Almacenamiento de Cloruro de Metilo A-101

volumen	64.4 m <sup>3</sup>
material	acero al carbón
número	5 tanques
precio	\$ 44,115,000.00 pesos

## - Tanque de Almacenamiento de Dimetileter A-102

volumen	30.04 m <sup>3</sup>
material	acero al carbón
número	2 tanques
precio	\$ 10,455,000.00 pesos

## - Tanque de Almacenamiento de Dimetildiclorosilano A-103

volumen	78.01 m <sup>3</sup>
material	acero al carbón
número	2 tanques
precio	\$ 5,848,000.00 pesos

- Acumulador A-201
  - volumen 0.50 m<sup>3</sup>
  - material acero al carbón
  - precio \$ 195,500.00 pesos
  
- Acumulador A-301
  - volumen 2.49 m<sup>3</sup>
  - material acero al carbón
  - precio \$ 289,000.00 pesos
  
- Acumulador A-302
  - volumen 0.24 m<sup>3</sup>
  - material acero al carbón
  - precio \$ 68,000.00 pesos

El costo total del equipo es \$ 131,350,670.00 pesos.

- Método de Lang

Conociendo ya el costo aproximado del equipo se procederá a aplicar el Método de Lang para conocer la inversión de la planta. Este método consiste en aplicar un factor al costo del equipo estimado. Dicho factor dependerá del tipo de proceso que se esté manejando, ya sea sólido, sólido-fluido o fluido (14).

El factor para un proceso del tipo sólido-fluido es 3.63, aplicándolo, tenemos que la inversión total será:

$$\$ 131,350,670.00 \times 3.63 = \$ 476,802,932.10 \text{ pesos}$$

- Método de Chilton

Este método también es rápido para evaluar la inversión de una planta, pero a diferencia del Método de Lang, éste ofrece una estimación más detallada y permite la variación de partes importantes del costo de la planta de acuerdo con el criterio de quien estime.

Los pasos a seguir en este método son:

- Multiplicar el costo estimado del equipo por el factor de Chilton: 1.15, dando como resultado el costo del equipo instalado (e.i.)
- Dependiendo del tipo de planta, magnitud, etc., se aplicarán diferentes porcentajes del costo del equipo instalado para estimar el costo de: Tubería de proceso, Instrumentación, Edificios y Estructura, Auxiliares y Líneas Exteriores. La suma de estos conceptos será el Subtotal (ST).
- Con base en el subtotal (ST), se determinarán porcentajes para estimar el costo de la ingeniería y construcción, contingencias y se obtendrá un factor de tamaño.

- La suma de estos conceptos y el subtotal dará como resultado el Estimado de la Inversión.

Costo de equipo X 1.15 = equipo instalado (e.i.)

\$ 131,350,670.00 X 1.15 = \$ 151,053,270.50 pesos

Tubería de proceso	25 % del e.i.	\$ 37,763,317.20
Instrumentación	8 % del e.i.	12,084,261.30
Edificios y Estructura	30 % del e.i.	45,315,982.00
Auxiliares	5 % del e.i.	7,552,663.10
Líneas Exteriores	15 % del e.i.	22,657,991.00
	Subtotal (ST)	\$ 276,427,485.10 pesos
Ingeniería y Construcción	30 % del ST	82,928,245.70
Contingencias	15 % del ST	41,464,122.00
Factor de Tamaño	10 % del ST	27,642,748.00
	Inversión	\$ 428,462,600.80 pesos

Se tomará como cierta la segunda estimación de inversión, ya que por este método es más probable apearse a la inversión real requerida, gracias a los diferentes porcentajes que se aplican para cada concepto, esta flexibilidad permite un mayor acercamiento a la realidad del proceso.

El monto de la inversión será:

\$ 428,462,600.80 pesos\*

En este valor de la inversión no se ha tomado en cuenta el gasto que implicaría la compra de un terreno, ya que se ha supuesto que esta planta se instalará dentro de un complejo. Esta también es la razón por lo que no se ha incluido el costo del equipo necesario para producir los servicios de agua y vapor (torres de enfriamiento y calderas).

#### Evaluación Económica

Conociendo el monto de la inversión, se procederá a efectuar el análisis de rentabilidad del proyecto.

Para realizar el análisis es necesario conocer el Presupuesto de Egresos, el Estado de Resultados, el Capital de Trabajo y el Flujo de Efectivo.

Presupuesto de Egresos:

- Materias Primas (MM\$)

Se determina con base en el volumen de producción, al

---

\* (pesos de 1983; paridad 170 pesos = 1 dólar)

consumo unitario (toneladas de materia prima utilizada por cada tonelada de producto elaborado), y al precio de materias primas.

- Flete (MM\$)

Se ha tomado el flete correspondiente al traslado de materias primas desde la frontera norte hasta la planta (pensando como ubicación la zona centro del país).

- Envases (MM\$)

El producto se envasará en tambos y se ha estimado su precio en el 3 % del costo de producto terminado.

- Servicios Auxiliares (MM\$)

Su costo se determina con base en el volumen de producción, el consumo unitario y al precio de los servicios (agua, electricidad y vapor).

- Mano de Obra, Supervisión y Mantenimiento (MM\$)

Se han considerado los sueldos y salarios con base en el salario mínimo de el presente año (1984).

También se ha considerado que el proyecto, de ser factible su ejecución, se llevará a cabo dentro de una empresa ya consolidada, por lo que se prescindirá de personal administrativo exclusivo para este proyecto.

El personal requerido es:

Mano de Obra: 6 obreros	\$ 2,106,000 pesos/año
Supervisión: 3 jefes de turno y 1 gerente	\$ 3,306,000 pesos/año
Mantenimiento: 2 obreros y 1 jefe de mantenimiento	\$ 936,000 pesos/año

Se estima un aumento del 40 % anual.

- Gastos de Administración y Ventas (MM\$)

Se estima este gasto como el 5 % de las ventas (precio de venta por volumen de producción), que se realizan cada año.

- Imprevistos (MM\$)

Se ha considerado para este renglón el 4 % del total de Mano de Obra, Supervisión, Mantenimiento y Gastos de Administración y Ventas para cada año.

- Depreciación (MM\$)

Se toma una tasa anual del 10 % sobre el costo total del equipo.

Costo del equipo \$ 131,350,670.00 pesos (1983)

- Seguros (MM\$)

Se ha determinado este gasto como el 1 % de la inversión

inicial (\$ 428,462,600.80 pesos), y se tomará un incremento del 12 % anual.

- Pago de Intereses (MM\$)

Se ha considerado que para llevar a cabo este proyecto es necesario pedir un préstamo equivalente al 50 % de la inversión inicial; el cual se liquidará en 5 años, siendo 2 años de gracia y 3 años a pagar.

Se ha supuesto una tasa de interés del 50 % sobre el capital.

El desglose del pago de intereses más la amortización es:

<u>año</u>	<u>MM\$ deuda</u>	<u>MM\$ pago de intereses</u>	<u>MM\$ pago de capital</u>	<u>MM\$ pago total</u>
1	214.2	107.1	-	107.1
2	214.2	107.1	-	107.1
3	214.2	107.1	71.4	178.5
4	142.8	71.4	71.4	142.8
5	71.4	35.7	71.4	107.1

Estado de Resultados:

- Costo Variable de Producción (MM\$)

Son los gastos variables obtenidos para el Presupuesto de Egresos y que abarcan la materia prima, el flete, los envases y los servicios.

- Costos Fijos de Producción (MM\$)

Se ha obtenido de la suma de los Gastos Semifijos del Presupuesto de Egresos más el Gasto de Seguros.

- Gastos de Arranque (MM\$)

Este gasto se ha estimado como el 5 % de la inversión inicial.

- Gastos Financieros (MM\$)

Se toma directamente del renglón de Pago de Intereses más amortización del Presupuesto de Egresos.

Capital de Trabajo

- Caja y Bancos (MM\$)

Se ha estimado que en Caja y Bancos habrá una cantidad equivalente a 2 meses de Gastos Semifijos más Seguros.

- Cuentas por Cobrar (MM\$)

Se ha estimado como 30 días sobre venta netas.

- Inventario de Materia Prima (MM\$)

El inventario de silicio será de 30 días y el de cloruro de metilo de 50 días.

- Inventario de Producto Terminado (MM\$)

El inventario de dimetildiclorosilano es de 30 días.

- Inventario de Envases (MM\$)

Para este concepto se tendrá un inventario de 45 días.

- Cuentas por Pagar (MM\$)

Se han considerado como 30 días sobre compras de materias primas.

### Flujo de Efectivo

Está dado por varios renglones de los que ya se han desglosado.

Teniendo ya toda la información económica requerida, se puede proceder a describir los métodos de evaluación para este proyecto.

#### a) Método del Período de Recuperación

Este método también es conocido como Pay Back. El objetivo de éste es determinar en cuánto tiempo se recupera la inversión. La desventaja de este método de evaluación es que no considera el valor del dinero a través del tiempo (15)(16)(17).

<u>Inversión Inicial (MM\$)</u>	<u>Año</u>	<u>Flujo de Efectivo (MM\$)</u>
428.5	0	
	1	199.56
	2	252.44
	3	359.70
	4	349.52
	5	481.12

El período de recuperación será de 1 año 11 meses.

#### b) Método del Valor Actual Neto

Este método consiste en traer todos los flujos de efectivo neto, a valor presente, a una tasa de interés dada (costo de capital) y compararlos con el monto de la inversión; si el resultado es positivo la inversión es provechosa; si es negativo, no conviene llevar a cabo el proyecto (15)(16)(17).

$$VAN = \sum_{j=0}^n \frac{\left[ \sum_{k=1}^n F_k \right]_j}{(1+i)^j}$$

en donde

$i$  = costo de capital

$j$  = años del proyecto

$$F_k = F_0 + F_1 + F_2$$

$F_0$  = inversión inicial

$F_1$  = incremento en el capital de trabajo

$F_2$  = flujo neto esperado

<u>Año (j)</u>	<u><math>F_0</math> (MM\$)</u>	<u><math>F_1</math> (MM\$)</u>	<u><math>F_2</math> (MM\$)</u>	<u><math>F_k</math> (MM\$)</u>
0	-428.50			-428.50
1		-11.10	+210.66	199.56
2		-35.35	+287.79	252.44
3		+20.69	+339.01	359.70
4		-99.68	+449.20	349.52
5		-125.23	+606.35	481.12
6		-229.05	+856.74	627.69
7		-128.98	+1065.57	936.59
8		-144.43	+1301.81	1157.38
9		-177.86	+1585.57	1407.71
10		-220.98	+1930.37	<u>1709.39</u>
				Σ 7052.60

Se ha considerado como costo de capital el 50 % más un 10 % por compensación por riesgo, dando una tasa del 60 %.

$$i = 60 \%$$

VAN = -428.5 + 199.56 $(\frac{1}{1+0.6})^1$	124.73
252.44 $(1.6)^{-2}$	98.61
359.70 $(1.6)^{-3}$	87.82
349.52 $(1.6)^{-4}$	53.33
481.12 $(1.6)^{-5}$	45.88
627.69 $(1.6)^{-6}$	37.41
936.59 $(1.6)^{-7}$	34.89
1157.38 $(1.6)^{-8}$	26.95
1407.71 $(1.6)^{-9}$	20.48
1709.39 $(1.6)^{-10}$	<u>15.55</u>
	Σ545.65

VAN = 117.15 MM\$

Lo cual significa que el proyecto se paga, proporciona el 60 % de tasa deseada y genera 117.15 millones de pesos.

### c) Método de la Tasa Interna de Rendimiento

Este método consiste en encontrar aquella tasa a la que se descuenten los flujos positivos de efectivo, de tal manera que su valor actual sea igual a la inversión. Si esta tasa interna de rendimiento es menor que el costo de capital, el proyecto debe ser rechazado, pero si es mayor, el proyecto se aprueba (15)(16)(17).

$$\begin{aligned}
 \text{VAN} &= -428.5 + 199.56 \left(\frac{1}{1+i}\right)^1 \\
 &+ 252.44 (1+i)^{-2} \\
 &+ 359.70 (1+i)^{-3} \\
 &+ 549.52 (1+i)^{-4} \\
 &+ 481.12 (1+i)^{-5} \\
 &+ 627.69 (1+i)^{-6} \\
 &+ 936.59 (1+i)^{-7} \\
 &+ 1157.38 (1+i)^{-8} \\
 &+ 1407.71 (1+i)^{-9} \\
 &+ \frac{1709.39 (1+i)^{-10}}{} \\
 &= 428.50
 \end{aligned}$$

$$\text{VAN} = -428.5 + 428.5 = 0$$

La tasa interna de rendimiento que cumple la igualdad anterior es:

$$i = 71.34 \%$$

$$71.34 > 60.00$$

Como esta tasa interna de rendimiento es mayor al costo de capital, significa que el proyecto puede ser aprobado.

1. PRECIOS DE MATERIAS PRIMAS

	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Cloruro de Metilo (M Dls/Ton)	0.58	0.61	0.65	0.68	0.71	0.74	0.77	0.80	0.83	0.86
Silicio (M Dls/Ton)	0.042	0.040	0.046	0.047	0.049	0.051	0.053	0.054	0.056	0.058
Paridad (\$/Dls)	304.7	381.5	471.9	584.5	731.7	920.7	1104.0	1323.8	1586.3	1903.4
Cloruro de Metilo (M \$/Ton)	176.73	232.72	306.74	397.46	519.51	681.32	850.08	1059.04	1316.63	1636.92
Silicio (M \$/Ton)	12.8	15.26	21.71	27.47	35.85	46.96	58.51	71.49	88.83	110.4

2. PRECIOS DE SERVICIOS

Agua de cnfto. (\$/m <sup>3</sup> )	30.61	33.67	37.04	40.75	44.82	49.30	54.23	59.66	65.62	72.18
Electricidad (\$/Kw-hr)	6.00	7.08	8.35	9.86	11.65	13.73	16.20	19.11	22.55	26.61
Vapor (\$/Ton)	295.02	324.52	356.97	392.67	431.94	475.13	522.65	574.91	632.4	695.64



#### 4. PRESUPUESTO DE EGRESOS

	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
<u>PRODUCTO</u>										
Precio de Venta (M\$/Ton)	457	590	755	964	1242	1611	1987	2449	3014	3711
Volumen de Venta (Ton)	1270	1285	1330	1355	1400	1445	1470	1470	1470	1470
Inventario (Ton)	125	125	130	135	140	145	150	150	150	150
Volumen de Producción (Ton)	1395	1410	1460	1490	1540	1590	1620	1620	1620	1620
Materias Primas (M\$)	91.14	118.83	164.74	216.77	292.74	396.29	503.63	624.93	776.85	965.76
Flete (M\$)	2.86	3.69	4.91	6.51	8.69	11.67	14.91	18.37	22.60	27.83
Envases (M\$)	7.90	9.20	13.38	14.72	17.13	18.66	23.78	29.79	37.45	47.21
Servicios Auxiliares (M\$)	1.50	1.66	1.90	2.13	2.42	2.75	3.08	3.39	3.73	4.10
Total Gastos Variables (M\$)	103.4	133.38	184.93	240.13	320.98	429.37	545.40	676.48	840.63	1044.90

	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Mano de Obra (MM\$)	4.13	5.78	8.09	11.33	15.86	22.20	31.08	43.51	60.92	85.28
Supervisión (MM\$)	6.48	9.07	12.7	17.78	24.89	34.85	48.79	68.31	95.63	133.88
Gastos de Almón. y Ventas (MM\$)	29.02	37.91	50.21	65.31	86.94	116.40	146.04	180.00	221.53	272.76
Mantenimiento (MM\$)	1.83	2.57	3.60	5.03	7.05	9.87	13.81	19.34	27.07	37.90
Imprevistos (MM\$)	1.66	2.21	2.98	3.98	5.39	7.35	9.59	12.45	16.21	21.19
Total Gastos Semifijos (MM\$)	43.12	57.54	77.58	105.43	140.13	190.65	249.31	323.61	421.36	551.01
Depreciación (MM\$)	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14
Seguros (MM\$)	4.28	4.79	5.37	6.01	6.73	7.54	8.45	9.46	10.60	11.66
Pago Intereses + Amortización (MM\$)	107.1	107.1	178.5	142.8	107.1	-	-	-	-	-
Total Gastos Fijos (MM\$)	124.52	125.03	197.01	161.95	126.97	20.68	21.59	22.60	23.74	24.80
Gastos Totales (MM\$)	271.04	315.95	459.52	505.51	588.08	640.70	816.30	1022.69	1285.73	1620.71
Costo Unitario (\$/Kg)	194.29	224.08	314.74	339.27	381.87	402.96	503.89	631.29	793.66	1000.44

## 5. ESTADO DE RESULTADOS

	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
+ Ventas Netas (MM\$)	580.39	758.15	1004.15	1306.22	1738.80	2327.90	2920.89	3600.03	4430.58	5455.17
- Costo Variable de Prod. (MM\$)	103.4	133.38	184.93	240.13	320.98	429.37	545.40	676.48	840.63	1044.90
= Utilidad Marginal (MM\$)	476.99	624.77	819.22	1066.09	1417.82	1898.53	2375.49	2923.55	3589.95	4410.27
- Costos Fijos de Prod. (MM\$)	47.4	62.33	82.95	109.44	146.86	198.19	257.76	333.07	431.96	562.67
- Depreciación (MM\$)	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14
- Gastos de Arranque (MM\$)	21.42	-	-	-	-	-	-	-	-	-
= Utilidad Bruta (MM\$)	595.03	549.30	723.13	943.51	1257.82	1687.20	2104.86	2577.34	3144.85	3834.46
- Gastos Financieros (MM\$)	107.1	107.1	178.5	142.8	107.1	-	-	-	-	-
= Utilidad antes de Imp. (MM\$)	287.93	442.20	544.63	800.71	1150.72	1687.20	2104.86	2577.34	3144.85	3834.46
- ISR (MM\$) (42 %)	120.93	185.72	228.74	336.30	483.30	708.62	884.04	1082.48	1320.84	1610.47
- PTU (MM\$) (8 %)	23.03	35.38	43.57	64.06	92.06	134.98	168.39	206.19	251.59	306.76
= Utilidad Neta (MM\$)	143.97	221.10	272.32	400.36	575.36	843.60	1052.43	1288.67	1572.43	1917.23

## 6. CAPITAL DE TRABAJO

	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
Caja y Bancos (MM\$)	7.9	10.39	13.83	18.24	24.48	33.03	42.96	55.51	71.99	93.78
Cuentas por Cobrar (MM\$)	48.37	63.18	83.68	108.85	144.90	193.99	243.41	300.00	369.22	454.60
Inventario Materias Primas (MM\$)	11.41	14.98	20.66	27.23	36.77	49.79	63.28	78.63	97.74	121.52
Inventario Producto Terminado (MM\$)	57.13	73.75	98.15	130.14	173.88	233.60	298.05	367.35	452.10	556.65
Inventario de Envases (MM\$)	0.99	1.15	1.67	1.84	2.14	2.33	2.97	3.72	4.68	5.90
TOTAL ACTIVOS (MM\$)	125.80	163.45	217.99	286.30	382.17	512.74	650.67	805.21	995.73	1232.45
Cuentas por Pagar (MM\$)	7.60	9.90	13.73	18.06	24.40	33.02	41.97	52.08	64.74	80.48
Banco (MM\$)	107.1	107.1	178.5	142.8	107.1	-	-	-	-	-
TOTAL PASIVOS (MM\$)	114.7	117.0	192.23	160.86	131.5	33.02	41.97	52.08	64.74	80.48
Capital de Trabajo (MM\$)	11.1	46.45	25.76	125.44	250.67	479.72	608.70	753.13	930.99	1151.97
Incremento de Capital	-	35.35	-20.69	99.68	125.23	229.05	128.98	144.43	177.86	220.98

## 7. FLUJO DE EFECTIVO

	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
+ Utilidad Neta (MM\$)	143.97	221.10	272.32	400.36	575.36	843.60	1052.43	1288.67	1572.43	1917.23
+ Depreciación (MM\$)	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14	13.14
+ Intereses (MM\$)	107.1	107.1	107.1	71.4	35.7	-	-	-	-	-
= Flujo Neto antes de Impuesto (MM\$)	264.21	341.34	392.56	484.90	624.20	856.74	1065.57	1301.81	1585.57	1930.37
- Deducción del Imp. a Intereses (MM\$)	53.55	53.55	53.55	35.7	17.85	-	-	-	-	-
= Flujo Neto Esperado (MM\$)	210.66	287.79	339.01	449.2	606.35	856.74	1065.57	1301.81	1585.57	1930.37
- Capital de Trabajo (MM\$)	11.1	35.35	-20.69	99.68	125.23	229.05	128.98	144.43	177.86	220.98
= Flujo de Efectivo Neto (MM\$)	199.56	252.44	359.70	549.52	481.12	627.69	936.59	1157.38	1407.71	1709.39
- Inversión Inicial (MM\$)	428.5									
= Flujo de Efectivo Acumulado (MM\$)	-228.94	23.5	383.20	732.72	1213.84	1841.53	2778.12	3935.50	5343.21	7052.6

## CAPITULO VI

### ANALISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

- Resultado de la Evaluación Económica
- Conclusiones
- Recomendaciones

Ya se han realizado tres métodos cuantitativos para valuar este proyecto:

- Período de Recuperación
- Valor Actual Neto y
- Tasa Interna de Rendimiento

los tres métodos han arrojado como resultado que es factible realizar este proyecto.

El Período de Recuperación, da como resultado que la inversión se recupere en un año 11 meses, esto proporciona una idea de la magnitud del riesgo del proyecto, como la inversión se recupera rápidamente, implica menos riesgos para el inversionista.

El Valor Actual Neto del proyecto es de \$ 117.15 millones de pesos, esta cantidad son los dividendos del proyecto a valor actual, quedando cubiertos la inversión y el costo de capital. Con este resultado se deshecha la factibilidad de pérdidas para la empresa, haciendo atractiva la inversión.

La Tasa Interna de Rendimiento del proyecto es de 71.34 % y este porcentaje es mayor al costo de capital (60 %), esto significa que el proyecto rendirá más que los recursos que se utilizan para llevarlo a cabo.

#### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El resultado de la evaluación económica, muestra que la inversión es atractiva, sin embargo, en el aspecto técnico hay que cuidar un punto importante: el dato de la velocidad de reacción. Esta velocidad está basada en la unidad del volumen del reactor (libras de producto formado por hora por pié cúbico de reactor) (9) y se utilizó para dimensionarlo. Este dato lo obtuvieron sus autores como resultado de trabajos experimentales. Aunque ha sido de gran ayuda para conocer el volumen requerido, es necesario comprobar su veracidad experimentalmente antes de

aplicarlo a nivel industrial.

El hecho de tener que comprobar este dato, implica un gasto que no está previsto en este trabajo; sería necesario efectuar un nuevo estudio donde se contemplaran los gastos de investigación, realizar una nueva evaluación económica y analizar si puede ser factible el proyecto.

Otro punto importante es el hecho de que el costo de la Torre de Destilación T-301 se ha tomado como si se tratara de una sola columna, en vez de un sistema continuo con dos columnas en serie que sería lo más apropiado por la gran altura que se requiere. Por lo tanto, es necesario tomar en consideración las modificaciones que implicaría el tener una columna más.

## BIBLIOGRAFIA

- (1) Mc GrawHill Encyclopedia of Science and Technology  
Vol. 12; 1977.
- (2) Raymond E. Kirk y Donald F. Othmer  
Enciclopedia de Tecnología Química  
Volumen 14  
Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana (UTEHA)  
1963
- (3) Enrique Calvet  
Química General Aplicada a la Industria  
Tomo 6; 3a. Edición; Salvat Editores, S. A., 1953
- (4) Collier's Encyclopedia  
Tomo 21; The Crowell-Collier Publishing Co.  
1962
- (5) Noll, Walter; 'Chemistry and Technology of Silicones';  
Academic Press; New York, 1968
- (6) R. Norris Shreve  
Joseph A. Brink Jr.; 'Chemical Process Industries';

Mc Graw Hill Kogakusha; fourth Edition; Tokyo, Japan;  
1977

- (7) Rochow, E. G., 'An Introduction to the Chemical of the Silicones'  
2da. Edición, Wiley, New York, 1951
- (8) Reid, R. C. Prausnitz, J. M., Sherwood, T. K.; 'The Properties of Gases and Liquids'; Mc Graw Hill; New York, 1977
- (9) C. E. Reed and J. T. Coe, General Electric, U. S. Pat 2, 389, 931 [27.9.1943]
- (10) E. G. Rochow, General Electric, U. S. Pat. 2, 380, 995 [26.9.1941]
- (11) Perry, R. H.; Chilton, C. H.; 'Chemical Engineer's Handbook', Mc Graw Hill; New York, 1973
- (12) Henley, E. J., Seader, J. D.; 'Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering'; John Wiley & Sons; New York, 1981.
- (13) Nutter Engineering Co.; 'Float Valve Design Manual'; Oklahoma, April 1976

- (14) Rase H. F. y Barrow M. H.; 'Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso'; Compañía Editorial Continental, S. A., México, 1981
- (15) Ramirez Padilla David N.; 'Contabilidad Administrativa'; 1a. Edición; Mc Graw Hill; México, 1980.
- (16) Steven E. Bolten; 'Administración Financiera'; Editorial LIMUSA; 1a. Edición, México, 1981
- (17) Peters M. S. y Timmerhaus K. D.; 'Plant Design and Economics for Chemical Engineers'; Mc Graw Hill; Third Edition; New York, 1980.
- (18) Kern, Donald Q.; 'Procesos de Transferencia de Calor'; C.E.C.S.A.; México, 1980.
- (19) Treybal, Robert E.; 'Operaciones de Transferencia de Masa'; Mc Graw Hill; 2a. Edición; México, 1981.